



TUGAS AKHIR - TF 141581

**PERANCANGAN SISTEM KENDALI SUHU
MENGUNAKAN METODE *INTERNAL MODEL*
CONTROL BERBASIS PID PADA HEAT
EXCHANGER CENTRAL GATHERING STATION
5 PT CHEVRON PACIFIC INDONESIA**

Gigih Edy Saputra
NRP. 2411 100 069

Dosen Pembimbing
Hendra Cordova, ST, MT

JURUSAN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015

Halaman ini memang sengaja dikosongkan



FINAL PROJECT - TF 141581

**DESIGN TEMPERATURE CONTROL SYSTEM
USING INTERNAL MODEL CONTROL BASED
PID CONTROL OF HEAT EXCHANGER
CENTRAL GATHERING STATION 5 PT
CHEVRON PACIFIC INDONESIA**

Gigih Edy Saputra
NRP. 2411 100 069

Supervisor
Hendra Cordova, ST, MT

*DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS
Faculty of Industrial Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015*

This page is intentionally left blank

LEMBAR PENGESAHAN

**PERANCANGAN SISTEM KENDALI SUHU
MENGUNAKAN METODE INTERNAL MODEL
CONTROL BERBASIS PID PADA HEAT EXCHANGER
CENTRAL GATHERING STATION 5
PT CHEVRON PACIFIC INDONESIA**

TUGAS AKHIR

Oleh :

Gigih Edy Saputra

NRP : 2411 100 069

Surabaya, 30 Juli 2015

Mengetahui/Menyetujui

Pembimbing



Hendra Cordova, ST, MT

NIPN. 19690530 199412 1 001

Kesua Jurusan
Teknik Fisika JF4-ITS



Dr. Ir. Totok Subianto, DEA

NIPN. 19651309 199002 1 001

LEMBAR PENGESAHAN

PERANCANGAN SISTEM KENDALI SUHU MENGUNAKAN METODE *INTERNAL MODEL* *CONTROL* BERBASIS PID PADA *HEAT EXCHANGER* *CENTRAL GATHERING STATION 5 PT CHEVRON* PACIFIC INDONESIA

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

GIGIH EDY SAPUTRA
NRP. 2411 100 069

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Hendra Cordova, S.T., M.T.  (Pembimbing)
2. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes.  (Ketua Penguji)
3. Dr. Bambang L. W., S.T., M. T.  (Penguji I)
4. Nur Laila Hamidah, S.T., M.Sc.  (Penguji II)

SURABAYA
JULI 2015

**PERANCANGAN SISTEM KENDALI SUHU
MENGUNAKAN METODE *INTERNAL MODEL
CONTROL* BERBASIS PID PADA *HEAT EXCHANGER
CENTRAL GATHERING STATION 5 PT CHEVRON
PACIFIC INDONESIA***

Nama Mahasiswa : Gigih Edy Saputra
NRP : 24 11 100 069
Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Hendra Cordova, ST, MT

Abstrak

Heat Exchanger (HEX) merupakan sebuah sistem penukar panas yang digunakan untuk memanaskan *production fluid* yang berasal dari sumur-sumur minyak. Sistem kerja *Heat Exchanger* adalah memanfaatkan prinsip konduksi dan konveksi. Pemanas yang digunakan pada *Heat Exchanger Central Gathering Station 5* adalah *steam* yang masuk ke tube sedangkan fluida yang dipanaskan adalah *production fluid* di *shell*. Permasalahan utama adalah *temperature output production fluid* tidak dikontrol sehingga mengakibatkan output *production fluid* tidak sesuai dengan *set point* dan terjadi osilasi yang cukup besar. Dengan menggunakan pendekatan FOPDT maka akan didapatkan model dari proses berdasarkan hasil uji *open loop* dan model dari *disturbances* berdasarkan uji *disturbances* di *software* Hysys 8.4. Simulasi IMC-PID dengan menggunakan *software* Hysys 8.4 didapatkan nilai lamda yang terbaik adalah $\lambda=1$ dengan nilai $K_c=1.07$, $T_i=1.18$ dan $T_d=0.0278$. Dari hasil analisa performansi model IMC-PID berdasarkan perubahan set point didapatkan nilai settling time 900 second, IAE= 360.46 dan *maksimum overshoot* 2.893%. Sedangkan berdasarkan perubahan *disturbances* didapatkan hasil settling time=520 second, IAE sebesar 100.3773 dan *maksimum overshoot* sebesar 3.7797%.

Kata Kunci : *Heat Exchanger*, FOPDT, IMC-PID



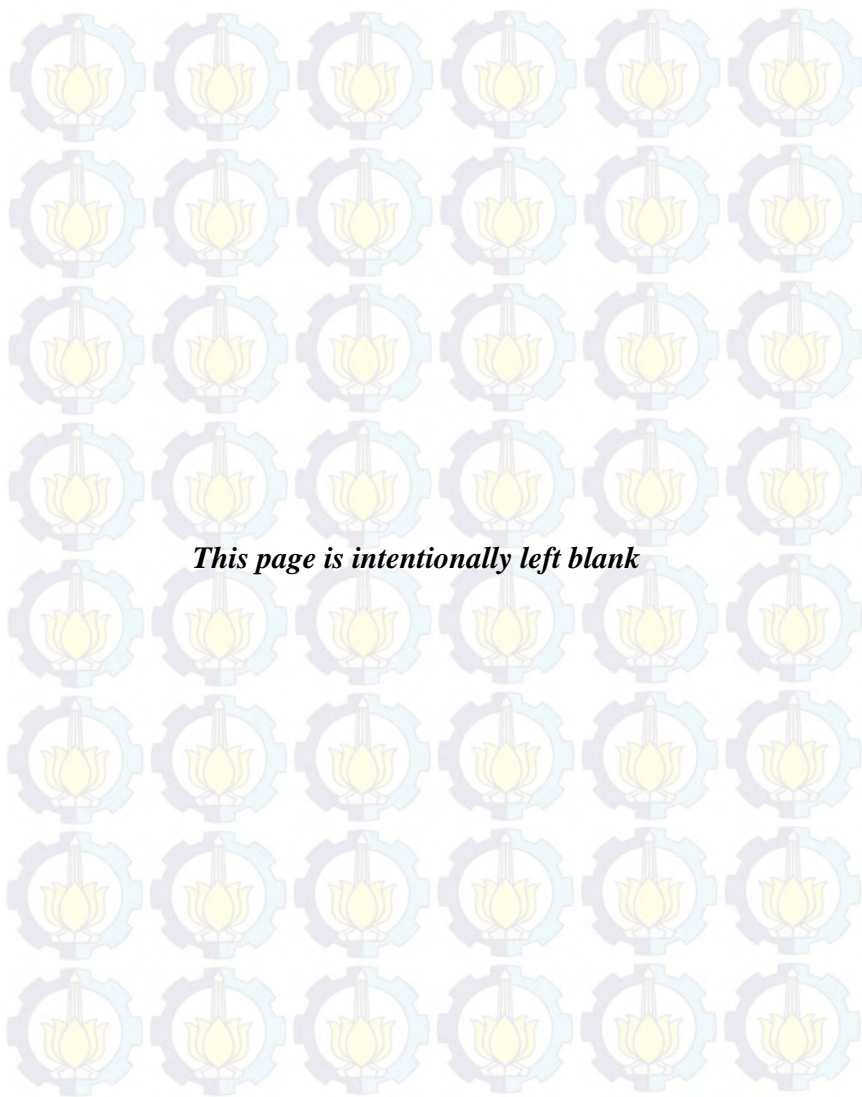
**DESIGN TEMPERATURE CONTROL SYSTEM USING
INTERNAL MODEL CONTROL BASED PID CONTROL OF
HEAT EXCHANGER CENTRAL GATHERING STATION 5
PT CHEVRON PACIFIC INDONESIA**

Name : Gigih Edy Saputra
NRP : 24 11 100 069
Department : Department of Engineering Physics
Supervisor : Hendra Cordova, ST, MT

Abstract

Heat Exchanger (HEX) is a system for heating production fluid from wells. Heat Exchanger advantage the convection and conduction principal for working. In this case, steam in tube side become a fluid for heating production fluid in shell side on Central Gathering Station 5. The major problem is temperature output production Fluid not be controlled, and the result is production fluid output temperature not appropriate with set point and consist oscillation in the response. The plant model and disturbances model can approach with FOPDT method from the tune test and disturbances test experiment in Hysys 8.4. Simulation IMC-PID model with Hysys 8.4 software have a result that the best value of lamda filter is $\lambda=1$, $K_c=1.07$, $T_i=1.18$ and $T_d=0.0278$. Based on the performace test of set point, we can get settling time 900 second, $IAE=360.46$ and maksimum overshoot 2.893%. And from IMC-PID performance test based disturbances changes, it have rseults settling time=520 second, $IAE100.3773$ and maksimum overshoot 3.7797%.

Keywords : Heat Exchanger, FOPDT, IMC-PID



KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis kepada Allah SWT, karena rahmat dan hikmat-Nya sehingga penulis diberikan kesehatan, kemudahan dan kelancaran dalam menyusun laporan tugas akhir ini. Tidak lupa juga penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada keluarga dan para sahabat. Oleh karena dukungan mereka, penulis mampu menyusun laporan tugas akhir yang berjudul:

“PERANCANGAN SISTEM KENDALI SUHU MENGGUNAKAN METODE *INTERNAL MODEL CONTROL* BERBASIS PID PADA *HEAT EXCHANGER CENTRAL GATHERING STATION 5 PT CHEVRON PACIFIC INDONESIA*”

Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam program studi S-1 Teknik Fisika FTI-ITS. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak dan Ibu yang telah memberikan dorongan secara moril maupun materiil dan senantiasa mendoakanku.
2. Hendra Cordova ST, MT. selaku dosen pembimbing tugas akhir yang dengan sabar memotivasi dan membimbing penulis untuk menyelesaikan tugas akhir ini dan telah membimbing serta memotivasi penulis selama berkuliah di Jurusan Teknik Fisika FTI-ITS Surabaya
3. Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA. selaku ketua jurusan Teknik Fisika FTI-ITS Surabaya.
4. Bapak Ari widodo beserta seluruh Anggota Team Operation Engineering HOOU yang telah membantu dan menyediakan Fasilitas dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.
5. Bapak, Ir. Matradji, M Sc. selaku dosen wali dengan sabar memotivasi dan membimbing penulis selama kuliah di Teknik Fisika.
6. Bapak Totok Ruki Biyanto,P.hD. dan segenap Bapak/Ibu dosen pengajar di jurusan Teknik Fisika – ITS yang telah memberikan bimbingannya.

7. Segenap keluarga penulis yang telah memberikan dukungan penuh terhadap penyelesaian tugas akhir ini.
8. Rekan-rekan F46 dan warga Teknik Fisika - ITS, yang senantiasa memberikan motivasi dan perhatian.
9. Rekan-rekan dan laboran dari Laboratorium Pengukuran Fisis Teknik Fisika - ITS.
10. Adikku Septia Dwi Arima Riza yang selalu mendoakanku dalam mengerjakan tugas akhir.
11. Hayina Ulinuhayati atas semangat, doa dan perhatiannya
12. Riza Aris A., Nur Cholis Jauhari, Akhmad Faruq, Yori Milzam, Rengga Ahmad dan teman seperjuangan TA yang telah memotivasi dan memberikan bantuan bantuan dalam penyelesaian laporan tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa mungkin masih ada kekurangan dalam laporan ini, sehingga kritik dan saran penulis terima. Semoga laporan ini dapat berguna dan bermanfaat bagi penulis dan pihak yang membacanya.

Surabaya, 30 Juli 2015

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
PAGE TITLE	iii
LEMBAR PENGESAHAN	v
LEMBAR PENGESAHAN	vii
ABSTRAK	ix
ABSTRACT	xi
KATA PENGANTAR	xiii
DAFTAR ISI	xv
DAFTAR TABEL	xvii
DAFTAR GAMBAR	xix
DAFTAR LAMPIRAN	
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	3
1.3 Tujuan	3
1.4 Lingkup Kerja	3
1.5 Metodologi penelitian	4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	7
2.1 <i>Heat exchanger</i>	7
2.2 <i>Feedback-feedforward control</i>	12
2.3 <i>Internal Model Control</i> (IMC) berbasis PID	17
2.4 Pendekatan FOPDT (<i>First Order Plus Dead Time</i>)	22
2.5 Analisa Performansi Pengendalian	27
BAB III METODOLOGI PERANCANGAN SISTEM	29
3.1 Pengambilan dan pengolahan data	31
3.2 Desain Sistem pengendali <i>feedforward-feedback</i> dengan menggunakan IMC berbasis PID pada Hysys 8.4	32
3.3 <i>Tuning</i> berdasarkan perubahan <i>set point</i> dan <i>disturbances</i>	36
3.4 Pemodelan <i>feedback-feedforward controller</i>	40
3.5 Uji sistem berdasarkan perubahan <i>set point</i> dan <i>disturbances</i>	42

BAB IV	PENGUJIAN DAN ANALISIS DATA	45
4.1	Pemodelan pada proses <i>heat exchanger</i> dengan menggunakan <i>software</i> Hysys 8.4	45
4.2	Hasil simulasi IMC dengan arsitektur <i>Feedforward-feedback control</i>	53
4.3	Hasil simulasi IMC-PID dengan arsitektur <i>Feedforward-feedback control</i>	68
4.4	Perbandingan Respon sistem IMC dengan IMC-PID56	62
4.5	Hasil <i>simulasi</i> IMC-PID kontrol di <i>software</i> Hysys 8.4	63
BAB V	KESIMPULAN DAN SARAN	69
5.1	Kesimpulan	69
5.2	Saran	69
	DAFTAR PUSTAKA	71
	LAMPIRAN	
	BIODATA PENULIS	

DAFTAR TABEL

Tabel 4.1 Parameter desain	48
Tabel 4.2 Perhitungan U <i>actual</i>	49
Tabel 4.3 Hasil <i>open loop</i> berdasarkan perubahan masukan	51
Tabel 4.4 Hasil uji berdasarkan perubahan <i>disturbances</i>	52
Tabel 4.5 Uji performansi IMC-PID tanpa pengaruh gangguan.	56
Tabel 4.6 Performansi IMC-PID berdasarkan perubahan <i>disturbances</i>	57
Tabel 4.7 Uji performansi respon pada Hysys 8.4	65



DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1	Tabel IMC-PID	A1
Lampiran 2	Crude Oil Analysis	B1
Lampiran 3	Data Production Fluid	C1
Lampiran 4	Data Properties Production Fluid	D1
Lampiran 5	Data Proses	E1
Lampiran 6	Penggunaan Software Hysys 8.4	F1
Lampiran 7	Uactual Calculation	G1
Lampiran 8	Uji Tuning Dan Uji Disturbances	H1
Lampiran 9	Hasil Simulasi Hysys	I1
Lampiran 10	P&ID	J1



Halaman ini memang sengaja dikosongkan

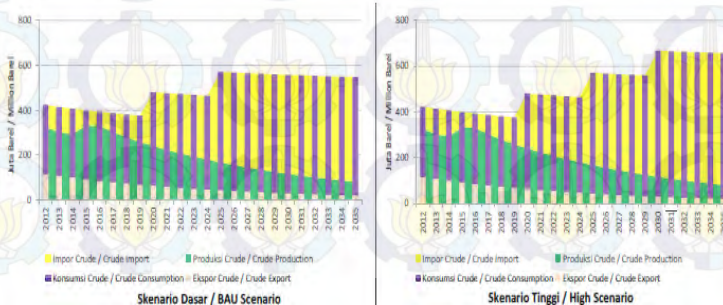
BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Di era modern seperti sekarang ini tuntutan kebutuhan akan bahan bakar minyak (BBM) semakin meningkat. Peningkatan ekonomi suatu bangsa akan mendorong permintaan BBM pada sektor transportasi, industri dan pembangkit listrik yang masih menggunakan bahan energi fosil sebagai salah satu bahan bakarnya.

Badan Pengkajian dan Pengembangan Teknologi (BPPT) telah merilis hasil survei dan penelitian mengenai permasalahan energi saat ini serta proyeksi kebutuhan dan pasokan energi untuk kurun waktu 2012-2035[1]. Selama kurun waktu 2012-2013 kebutuhan minyak mentah meningkat dengan pertumbuhan rata-rata 2,4% per tahunnya. Untuk memenuhi konsumsi minyak mentah, Indonesia di prediksi akan kesulitan memenuhi banyaknya kebutuhan akan minyak mentah. Sejak tahun 2004 produksi minyak di Indonesia tidak mencukupi untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Maka dari itu Indonesia tetap memberlakukan impor *crude oil* demi memenuhi kebutuhan akan bahan bakar minyak di dalam negeri. Selama periode tersebut akumulasi impor minyak mentah pada kedua skenario mencapai sekitar 66% dari konsumsi minyak mentah, masing-masing mengimpor 6.881 juta barel dalam kondisi normal.



Gambar 1.1 Neraca Energi[2]

Untuk memenuhi kebutuhan minyak mentah maka dibutuhkan suatu upaya untuk mencari sumber minyak baru atau mengoptimalkan proses pada pengolahan minyak mentah. Proses optimalisasi ini memerlukan suatu teknologi baru dalam pemrosesan minyak mentah agar *error* pada proses pengolahan dapat diminimalisir. Teknologi tersebut dapat berupa cara pengolahan atau *instrument* yang digunakan pada proses pengolahan.

Dengan adanya teknologi baru pada bidang pengolahan ataupun pengeboran minyak mentah, maka akan dapat dilakukan peningkatan efisiensi kilang sesuai dengan jenis minyak yang akan diolah. Salah satu komponen proses yang dapat dioptimalkan adalah proses pemanasan pada *heat exchanger*. *heat exchanger* atau penukar panas merupakan salah satu komponen terpenting untuk memanaskan minyak mentah yang berasal dari sumur-sumur pengeboran. Pada PT Chevron Pacific Indonesia, *production fluid* dari *well station* disalurkan melalui pipa untuk dipanaskan di *heat exchanger*. Pada *plant heat exchanger*, *parameter proses* yang dikendalikan adalah *temperature production fluid* pada keluaran *heat exchanger* dengan mengatur laju aliran *steam* yang masuk. Permasalahan yang dihadapi oleh PT Chevron Pacific adalah ketika *temperature* dingin maka laju aliran *steam* yang dibutuhkan besar sehingga *control valve* akan membuka untuk menambah aliran *steam* yang masuk. Namun ketika aliran *steam* terlalu besar maka tekanan yang diterima *steam* menjadi terlalu besar. Strategi kontrol yang digunakan adalah bertipe *feedback*, namun pada kenyataannya sistem kontrol ini tidak difungsikan karena proses pemanasan pada *heat exchanger* masih dalam keadaan manual. Maka dari itu dibutuhkan strategi *control* yang mampu mengurangi efek gangguan pada *heat exchanger* dengan *controller* yang tepat. Dan untuk mengendalikan proses agar masih sesuai dengan *set point* yang diinginkan maka dibutuhkan metode *control* yang tepat pada sistem pemanasan di *heat exchanger*. Metode kontrol yang paling tepat untuk mereduksi gangguan adalah menggunakan *Internal Model Control* (IMC) berbasis PID[3].

Teknologi *feedback-feedforward* dengan menggunakan metode IMC-PID merupakan salah satu desain pengendalian yang mampu mereduksi *disturbance* pada proses. Sehingga proses pengolahan pertukaran panas pada *heat exchanger* tidak mengganggu kestabilan proses. Sistem ini dapat diterapkan pada *system feedback, feedforward control* atau *feedback-feedforward control*.

Dari seluruh latar belakang yang telah dijelaskan diatas, dalam proposal Tugas Akhir ini penulis akan melakukan desain kontrol pada sistem *heat exchanger Station 5 PT Chevron Pacific* menggunakan *Internal Mode Control* berbasis *Proportional Integral Derivative*.

1.2 Rumusan Masalah

Dari paparan latar belakang sebelumnya, maka permasalahan dari pelaksanaan program ini adalah bagaimana mendesain *system* pengendali dengan strategi kontrol *feedforward – feedback* pada jaringan *heat exchanger* untuk mengurangi gangguan pada proses pemanasan *crude oil* dan mencari *lamda filter* pada *Internal Mode Control* (IMC) berbasis PID.

1.3 Tujuan

Adapun tujuan dari pelaksanaan program penelitian tugas akhir ini adalah untuk mendesain sistem pengendali dengan strategi *control feedforward-feedback* pada jaringan *heat exchanger* dengan metode *Internal Model Control* berbasis PID.

1.4 Lingkup Kerja

Untuk memfokuskan penyelesaian masalah pada penelitian tugas akhir ini diperlukan lingkup kerja sebagai berikut:

1. Melakukan pengambilan data *heat exchanger Station 5*
2. Data yang telah diperoleh digunakan untuk memodelkan sistem *heat exchanger*
3. Penerapan sistem pengendali pada tipe *shell and tube heat exchanger* pada *station 5 Pt Chevron Pacific Indonesia*.
4. Strategi kontrol yang digunakan adalah kontrol *feedback-feedforward*.

5. Simulasi menggunakan *software* Hysys 8.4 dan Matlab R2013a
6. Analisis data dan pembahasan hasil dari simulasi yang dilakukan
7. Pembuatan laporan

1.5 Metodologi Penelitian

Untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan, maka dibutuhkan suatu metodologi untuk menentukan tahapan-tahapan di dalam penelitian. Tahapan-tahapan di dalam penelitian ini adalah sebagai berikut ini:

1. Pemodelan dan validasi data
 - a. Pengumpulan data operasional untuk digunakan sebagai parameter di fungsi transfer.
 - b. Pengambilan data sesuai dengan variabel yang telah ditentukan.
 - c. Pembuatan model heat exchanger sebagai model dari plant di software Hysys 8.4.
 - d. Identifikasi variabel yang akan digunakan dalam pengolahan data.
 - e. Data disimulasikan dengan software Hysys 8.4
 - f. Pengujian dan integrasi design heat exchanger dengan menekan tombol integrator. Desain *heat exchanger* dikatakan berhasil apabila design tersebut dapat berjalan terhadap perubahan waktu (dinamik).
 - g. Pengujian design heat exchanger dapat bekerja dengan benar, dengan melihat perubahan parameter pada *Worksheet* di *heat exchanger*.
2. Penentuan model *plant* dengan menggunakan pendekatan FOPDT (*First Order Plus Dead Time*).
3. Penentuan model *disturbances* dengan menggunakan pendekatan FOPDT (*First Order Plus Dead Time*).
4. Pemilihan strategi kontrol yang digunakan adalah *feedforword controller* dan *feedback controller*
5. Penentuan metode kontrol yang digunakan.

a. Penentuan sistem kontrol dengan metode IMC (*Internal Model Control*) berbasis PID

6. Simulasi menggunakan *software* Matlab R2013a untuk uji performansi dari sistem yang didesain

7. Pembuatan laporan Tugas Akhir.



BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Pada bagian ini akan dijelaskan tentang materi-materi yang berkaitan dengan judul penelitian. Sehingga diharapkan akan membantu dalam menentukan langkah-langkah dan pola pikir dalam menyelesaikan permasalahan pada penelitian ini. Dasar teori didapatkan melalui referensi seperti *text book*, *manual Book*, dan jurnal ilmiah yang telah dipublikasikan. Pemilihan referensi diharapkan merupakan sumber-sumber yang dapat dipertanggungjawabkan sehingga akan mempermudah dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Adapun dasar teori yang akan dijelaskan pada bab ini adalah sebagai berikut ini :

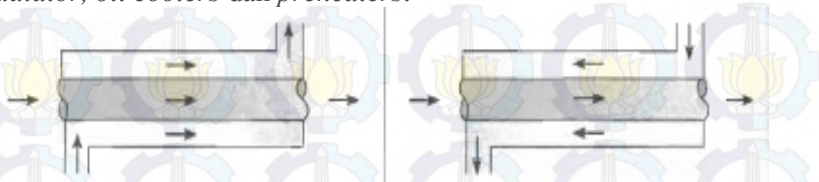
- *Heat exchanger*
- *Feedback- feedforward control*
- *Internal Model Control* (IMC) berbasis PID
- Pendekatan matematis FOPDT
- Analisa performansi pengendalian

2.1 *Heat Exchanger*

Heat exchanger merupakan salah satu unit yang menjadi basic dari operasi proses yang ada di industri. *Unit heat exchanger* memiliki fungsi sebagai penukar panas antara dua fase yang sama ataupun fase yang berbeda. Fase yang dimaksud adalah *liquid* atau gas, pertukaran panas dapat dilakukan antara gas dengan gas, zat cair dengan zat cair atau gas dengan zat cair. Proses pertukaran panas antara dua zat ini dapat melalui perantara seperti lempengan atau luasan. Bahan perantara untuk penukar panas harus memiliki koefisien konduksi yang tinggi untuk mendapatkan hasil pemanasan yang optimal. Sehingga pada *heat exchanger* tidak terjadi kontak antara *fluida* proses dan *fluida* yang digunakan sebagai pemanas.

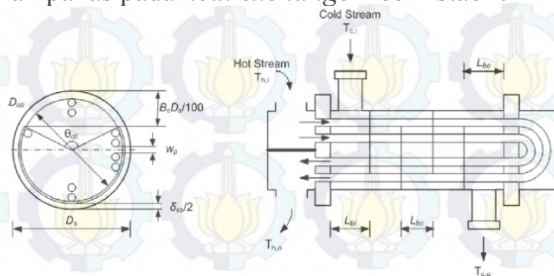
Sebagian besar Industri proses menggunakan sistem pemanasan ini, sehingga dalam aplikasinya sangat luas dan penting di industri proses. Salah satu contoh *heat exchanger* yang

akan kita temui di kehidupan sehari-hari adalah *condenser*, *radiator*, *oil coolers* dan *preheaters*.



Gambar 2.1 Aliran *fluida* yang terjadi di *heat exchanger* *Parallel-flow* dan *Counterflow*

Gambar 2.1 merupakan salah satu contoh *heat exchanger* dengan konstruksi aliran yang berlawanan atau dengan arah aliran yang searah *concentric tube* dan *double pipe*. Pada *parallel-flow* seperti gambar 2.1, aliran *fluida* panas masuk searah dengan aliran *fluida* dingin yang akan dipanaskan. Desain ini sangat menguntungkan ketika kedua jenis *fluida* dibawa pada temperatur yang sama. Sedangkan untuk *counterflow*, pemanasan *fluida* terjadi dengan aliran *fluida* pemanas yang berlawanan arah dengan *fluida* yang akan dipanaskan. *Counterflow* memiliki tiga keuntungan dibandingkan dengan *parallel-flow*. Yang pertama adalah perbedaan suhu yang lebih seragam antara *fluida* yang dipanaskan dan *fluida* pemanasnya meminimalkan tegangan *thermal* di *heat exchanger*. Kedua, suhu *outlet fluida* yang dipanaskan dapat mendekati suhu *fluida* pemanas. Dan yang ketiga adalah perbedaan suhu yang lebih seragam akan membuat perpindahan panas pada *heat exchanger* lebih stabil.

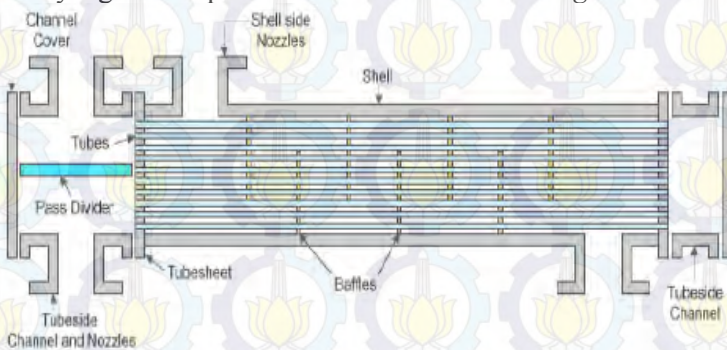


Gambar 2.2 *Schematic of a shell and tube heat exchanger*

Proses pertukaran panas yang terjadi pada *heat exchanger* merupakan implementasi dari prinsip *heat and mass balance*. Pemodelan proses selalu memperhatikan keseimbangan konservasi kuantitas massa atau energy, dengan asumsi bahwa kecepatan aliran *fluida* yang masuk adalah konstan, kerapatan aliran dan kapasitas panas cairan adalah konstan.

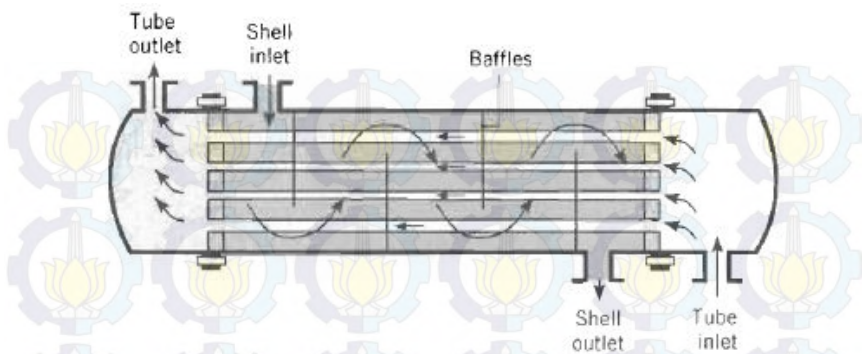
a. *Shell and tube*

Salah satu jenis *heat exchanger* yang sering digunakan adalah jenis *shell and tube*. *Heat exchanger* jenis ini hampir digunakan di seluruh industri proses yang membutuhkan penukar panas. *Heat exchanger* jenis ini terdiri dari *shell* silindris di bagian luar dan sejumlah *tube* (*tube bundle*) di bagian dalam yang berfungsi sebagai sarana untuk penukar panas. *Fluida* yang akan dipanaskan akan dilewatkan ke *tube bundle*, sedangkan pada *shell* dilalui oleh *crude oil* yang dipanaskan oleh *steam* yang ada di dalam *tube*[4]. *Tube bundle* berada di dalam *shell* sehingga akan terjadi pertukaran panas secara konduksi antara *fluida* pada *shell* dan *fluida* pada *tube bundle*. Keluaran dari *tube* merupakan *fluida* yang telah dipanaskan di dalam *heat exchanger*.



Gambar 2.3 Schematic dan komponen *heat exchanger* tipe *shell and tube*

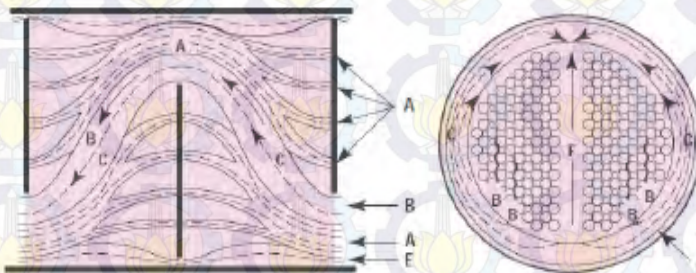
Pada *shell and tube heat exchanger* terdapat beberapa komponen diantaranya adalah *channel cover*, *pass divider*, *shell side nozzles*, *shell*, *baffles*, *tubesheet*, *tubeside channel*, *tubeside channel and nozzles*.



Gambar 2.4 Aliran *fluida* heat exchanger tipe shell and tube[5]

b. Aliran pada shell

Pada *shell* terdapat aliran *fluida* yang dipanaskan atau aliran *fluida* yang digunakan sebagai pemanas. Namun aliran pada *shell* ini memiliki beberapa kriteria. Jalur antar *baffle* di dalam *shell* akan mempengaruhi jenis aliran yang dilewatkan pada *shell*. Aliran yang terjadi ada beberapa macam seperti *cross flow* dan empat jenis *leakage* atau *bypass stream*.



Gambar 2.5 Aliran pada *shell*[5]

Pada gambar 2.6 dapat dilihat bahwa terdapat berbagai jenis aliran yang melewati *baffle* seperti *A stream*, *B stream*, *C stream*, dan *E stream*. *A stream* terjadi karena ada perbedaan tekanan pada sisi *baffle* yang mengakibatkan bocornya aliran pada *baffle*. Aliran *B stream* dan *C stream* mengalir pada *bundle tube* seperti

pada bagian B stream, namun *C stream* mengalir pada sisi dalam aliran di *bundle*. Untuk *E stream* mengalir pada celah diantara *shell* dan *baffle*..

Penggunaan *heat exchanger* secara tepat akan mempengaruhi biaya operasional yang dikeluarkan oleh industri menjadi lebih hemat. Dengan unit operasi *heat exchanger* yang memanfaatkan permukaan pipa, *baffle* dan luasan *shell* sebagai sarana untuk pemindahan panas maka ketika unit operasi masih baru maka permukaan pipa *tube* masih bersih sehingga akan didapatkan perpindahan panas yang optimal. Namun apabila *heat exchanger* telah lama digunakan maka akan didapatkan lapisan kerak pada *shell* dan *tube bundle* sehingga akan mempengaruhi perpindahan panas pada *shell* dan *tube*. Ketebalan kerak tergantung terhadap *fluida* yang dilewatkan dan merupakan hambatan untuk perpindahan panas pada *heat exchanger*. Karena kerak atau lapisan pengotor ini akan mengurangi koefisien perpindahan panas[6].

Dalam menentukan desain *heat exchanger shell and tube* yang akan digunakan pada unit operasi proses, perlu diperhatikan dimensi dan bentuk geometri dari *heat exchanger*. Karena setiap bahan dan proses akan membutuhkan kriteria *heat exchanger* yang berbeda. Tahap pemilihan *heat exchanger* dapat dibedakan menjadi beberapa tahap. Tahap yang pertama adalah pendefinisian aliran *fluida* yang akan dilewatkan. Pendefinisian ini meliputi laju aliran yang masuk, jenis *fluida* yang masuk, dan properti *fluida* yang masuk. Tahap yang berikutnya adalah pemilihan dimensi dan geometri dari *shell* dan *tube*, seperti pemilihan diameter dalam dan diameter luar pipa *tube*, jumlah *tube* pada *heat exchanger*, bahan pipa yang digunakan, susunan *tube* di dalam *shell*, jumlah *baffle* yang diperbolehkan dan tahapan ini harus sesuai dengan standar yang ada. Tahap berikutnya adalah menentukan harga *pressure drop* yang diijinkan pada bagian *tube* ataupun di bagian *shell*. Untuk menentukan *pressure drop* dapat dengan menetapkan jenis dan ukuran *baffle* yang digunakan. Setelah proses tersebut, maka akan dilakukan perhitungan perancangan untuk memprediksi parameter

performansi seperti *overall heat transfer*, luas permukaan perpindahan panas dan *pressure drop* di *shell and tube heat exchanger*. Jika desain yang telah dibuat memiliki nilai output yang tidak sesuai dengan yang diharapkan, maka harus dilakukan desain ulang dari tahap pertama[4]. Persamaan dalam penukar panas sebagai bentuk *transfer energy* adalah sebagai berikut ini[7].

$$Q = U.A. \Delta T_{LM} \quad (2.1)$$

Dimana :

Q = Laju pertukaran energi kalor atau beban termal yang diterapkan didalam penukar kalor. (Kj)

U = *overall Heat Transfer Coefficient* (W/m²°C)

A = Luas permukaan perpindahan panas total. (m²)

ΔT_{LM} = Beda temperatur rata-rata logaritmik bagi kedua *fluida* kerja yang mengalir di dalam alat tersebut. (°C)

Persamaan untuk menggambarkan kesetimbangan energi pada *heat exchanger* dapat dinyatakan oleh persamaan berikut ini.

$$Q = \dot{m}_h c_{p,h} (T_{h,i} - T_{h,o}) = \dot{m}_c c_{p,c} (T_{c,i} - T_{c,o}) \quad (2.2)$$

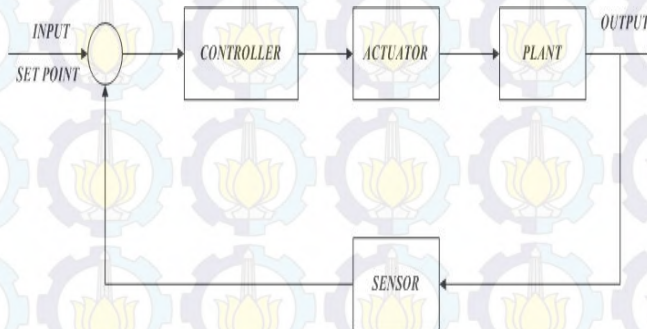
Suhu dan laju aliran adalah variable sedangkan untuk panas spesifik dan panas laten adalah parameter. Pada kasus ini permasalahan terjadi pada *heat exchanger* bertipe *shell and tube*.

Untuk mendapatkan fungsi transfer dari *plant heat exchanger* diperlukan *energy and mass balance* sebagai pertimbangan.

2.2 Feedback dan Feedforward Control

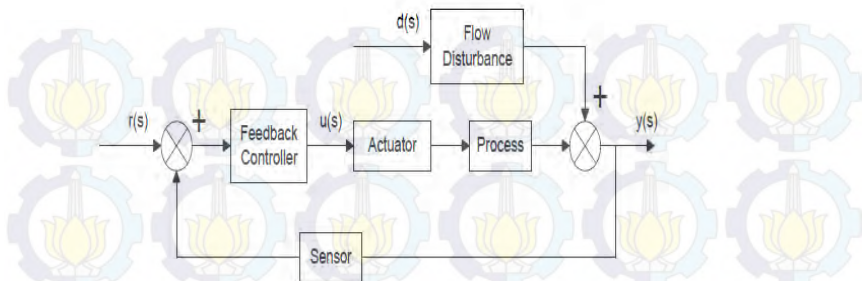
Feedback kontrol merupakan sistem pengendali bertipe *loop* tertutup yang memanfaatkan nilai *feedback* dari sensor yang ditempatkan pada output pengendalian dan dibandingkan dengan nilai set point dari sistem. Pada sistem ini memiliki set poin yang harus dicapai. Kontroller berfungsi untuk mengolah sinyal *input* untuk kemudian dilakukan pengambilan keputusan. Keputusan

yang telah dibuat akan diartikan oleh *actuator* sehingga *actuator* akan melakukan aksi.[8] Sensor atau transmitter berfungsi sebagai pengukuran untuk mengetahui apakah *output* sistem sudah sesuai dengan set poin atau tidak, jika tidak maka *transmitter* akan memberikan nilai kompensasi ke *kontroller* untuk kemudian diolah kembali[9].



Gambar 2.6 Kontrol umpan balik berdasarkan nilai *set point*

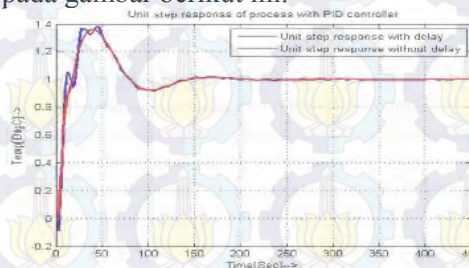
Gambar 2.7 merupakan gambar blok diagram sistem pengendalian dengan berdasarkan perubahan *set point*. *Set point* merupakan nilai yang digunakan untuk variabel input sebagai referensi untuk variabel proses yang diinginkan. *Controller* berfungsi sebagai system kendali terhadap respon yang dihasilkan dan disesuaikan dengan set poin yang diinginkan. *Actuator* adalah *final element* untuk mengartikan perintah dari *controller*. Salah satu contoh dari *actuator* adalah valve, *control valve* akan menerima sinyal dari *controller* berupa arus 4-20 mA. Arus tersebut kemudian akan diubah ke pressure melalui komponen I/P (Arus to *pressure*) dengan untuk kemudian diartikan dalam kontrol pneumatic untuk memperbesar atau memperkecil presentase dari bukaan valve.



Gambar 2.7 Kontrol berdasarkan perubahan *disturbances*

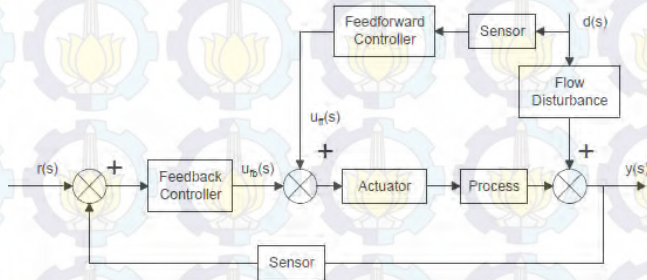
Gambar 2.8 merupakan gambar dari system kontrol berdasarkan perubahan nilai *disturbances*. Perubahan nilai *disturbances* akan langsung masuk ke dalam plant dan mempengaruhi respon dari *plant*. Oleh karena itu, ketika nilai *disturbances* terjadi perubahan, maka *controller* dari *system feedback* akan mengatur agar respon yang diinginkan oleh plant akan sesuai dengan yang diinginkan.

Pada penelitian sebelumnya yang dilakukan oleh Yuvraj Bhushan Khare dan Yaduvir Singh, *feedback controller* berbasis PID masih memiliki respon yang kurang stabil ketika diterapkan di *heat exchanger* [10]. Pada kontrol PID belum dapat merespon dan mengurangi gangguan secara penuh pada proses pertukaran panas pada *heat exchanger*. Gambaran dari respon controller PID dapat dilihat pada gambar berikut ini.



Gambar 2.8 respon PID controller pada *heat exchanger* [10]

Dari gambar diatas dapat dilihat bahwa tuning yang dilakukan pada kontrol PID masih belum dapat mereduksi *noise* yang menyebabkan *settling time* pada sistem menjadi lebih lama. *feedback controller* tidak dapat mengurangi *noise* yang disebabkan oleh gangguan dari luar sistem karena sistem ini hanya memberikan kompensasi ketika *output system* didapatkan.



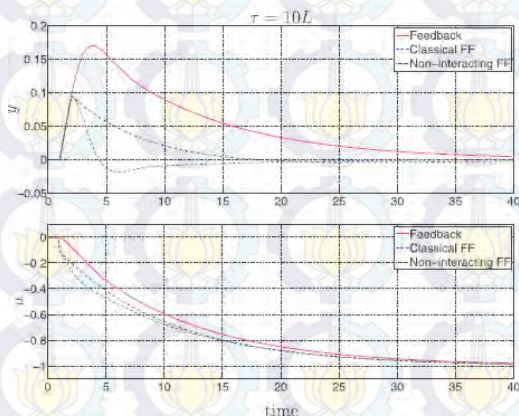
Gambar 2.9 Kontrol *feedback with feedforward control loop*[11]

Gambar diatas adalah sistem pengendalian dengan menggunakan *feedforward controller*. *feedforward* Kontrol bekerja dengan membaca dan mereduksi gangguan yang akan mempengaruhi proses. Sehingga nilai variabel yang dikontrol tidak menyimpang jauh dari nilai set point yang telah ditetapkan.

Feedforward kontrol bekerja dengan mendeteksi *disturbance* (gangguan) yang kemudian akan diolah oleh *feedforward controller*. Kemudian *Feedforward controller* akan mereduksi gangguan yang akan mengganggu jalannya proses[8]. Pada gambar diatas *feedforward controller* mengidentifikasi adanya gangguan sehingga besarnya gangguan akan dikompensasi oleh *feedforward controller* agar gangguan akan tereduksi dan tidak akan mengganggu output.

Penelitian sebelumnya telah membuktikan bahwa strategi kontrol *feedforward* dapat mereduksi gangguan yang mempengaruhi proses. Gangguan yang diukur berdasarkan nilai gangguan pada output yang diukur oleh *feedback control*. Nilai kompensasi yang digunakan oleh *control feedforward* untuk

mereduksi gangguan sepenuhnya disebut dengan indeks. Indeks akan bernilai nol ketika tidak ada gangguan yang dihilangkan oleh *controller feedforward*. Pada penelitian ini menggunakan desain *control feedforward* dengan membaca gangguan sebelum proses dan setelah proses. Indeks dari *system controller* yang didapatkan kemudian di analisis dan disimulasikan[12]. Hasil simulasi perbandingan sistem *control feedback* tanpa *Feedforward* dengan sistem *feedback-feedforward* dapat dilihat pada gambar dibawah ini.



Gambar 2.10 Perbandingan skema *control* menggunakan murni *feedback* dengan skema *control feedforward*[12]

Feedback-feedforward merupakan suatu *system control* dimana terdapat dua buah strategi kontrol yang saling berhubungan. Skema *feedback-feedforward control* dapat dilihat pada gambar 10.3. Strategi kontrol ini digunakan untuk mengatasi masalah yang tidak dapat di atasi oleh *feedback* atau *feedforward control*. Pada system ini *feedforward* akan bekerja untuk mendeteksi gangguan yang terjadi pada proses. *Feedforward* akan memberikan kompensasi sebesar nilai gangguan yang mempengaruhi proses sehingga gangguan tidak akan mempengaruhi proses. Namun ketika *feedforward* memberikan kompensasi terhadap gangguan, jalan proses tetap masih berlangsung. Dan ketika kompensasi yang diberikan oleh

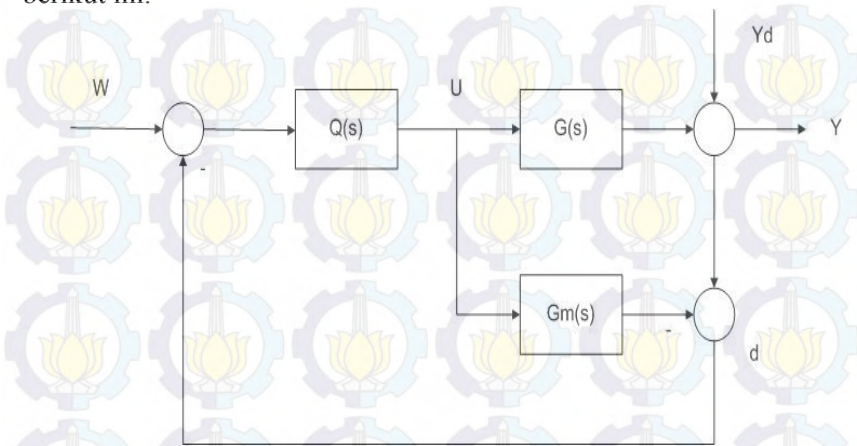
feedforward controller masih kurang dapat mereduksi gangguan pada proses, maka *feedback controller* akan memberikan perintah kepada final element untuk mengontrol proses agar sesuai dengan set point yang diinginkan.

Strategi *feedforward-feedback control* dengan metode tuning IMC akan mendapatkan hasil yang baik. Hal ini telah dibuktikan oleh E.Saranya and S.Arulselvi dalam penelitiannya yang membandingkan performa antara *control* PID, IMC berbasis PID, Fuzzy dan Neuro IMC[3].

2.3 Internal Model Kontrol (IMC) berbasis PID

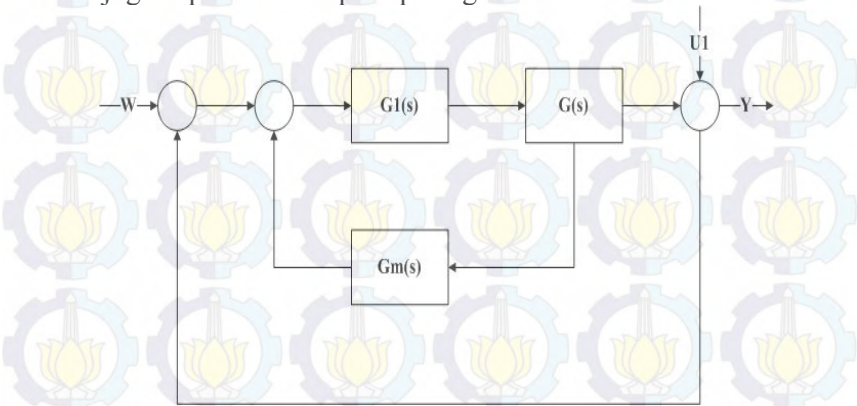
Salah satu algoritma kontrol berbasis model (konvensional) yang terus berkembang sampai saat ini adalah *Internal Model Control* (IMC). IMC merupakan algoritma kontrol yang memanfaatkan inverse dari model proses pada plant yang selanjutnya akan ditentukan dengan satu parameter tuning yaitu parameter *filter* pada proses (λ). IMC merupakan algoritma kontrol konvensional yang masih menggunakan model, sedangkan untuk algoritma kontrol yang lebih modern akan menggunakan *state space*. *Internal Mode Kontrol* dapat membuat sistem menjadi lebih stabil dan tidak terganggu dengan proses yang dinamis sehingga proses akan menjadi lebih baik. *Internal Model Control* merupakan suatu *control* yang memiliki performa sangat baik untuk *set point tracking*. Namun, IMC memiliki respon yang sangat lamban untuk menghilangkan gangguan. Maka dari itu dibutuhkan strategi kontrol *feedback-feedforward* untuk mengurangi dan menghilangkan gangguan pada proses. Pada penelitian yang dilakukan oleh R. Vilanova, O. Arrieta dan Ponsa didapatkan hasil bahwa *Internal Mode Control* dapat diterapkan pada strategi *control feedforward*[13]. Pada metode *tuning* berbasis IMC akan dicari nilai lamda *filter* untuk mendapatkan respon system yang terbaik. Untuk menentukan lamda *filter*, maka sistem kontrol yang telah di desain di simulasikan untuk mengetahui respon dari setiap nilai lamda *filter* yang paling optimal. Nilai lamda yang paling optimal adalah nilai lamda yang memiliki menyebabkan *peak* dari *overshoot*

semakin kecil. Skema kontrol dari IMC memiliki desain seperti berikut ini.



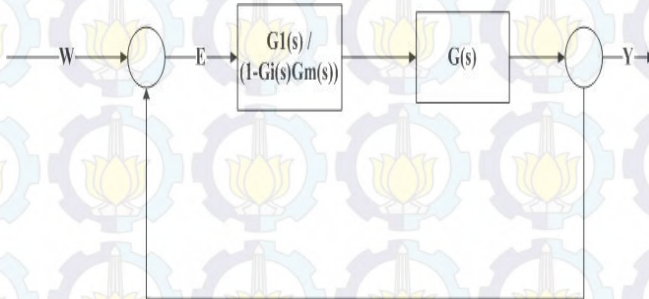
Gambar 2.11 Diagram blok kontrol IMC[14]

Namun pada aplikasinya terdapat beberapa variasi pendekatan dari *Internal Model Control*. Pendekatan-pendekatan yang dilakukan menggunakan metode penyederhanaan diagram blok secara konvensional. *Internal Model Control* dengan alternatif model juga dapat dilihat seperti pada gambar 2.13 dibawah ini.



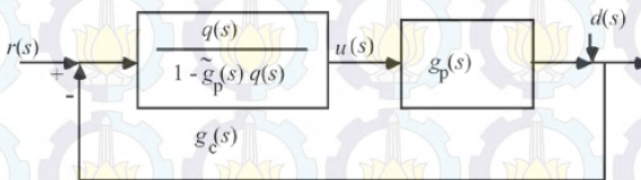
Gambar 2.12 Diagram blok kontrol IMC *alterative model*[14]

Sehingga melalui penyederhanaan model akan didapatkan model seperti pada gambar 2.13.



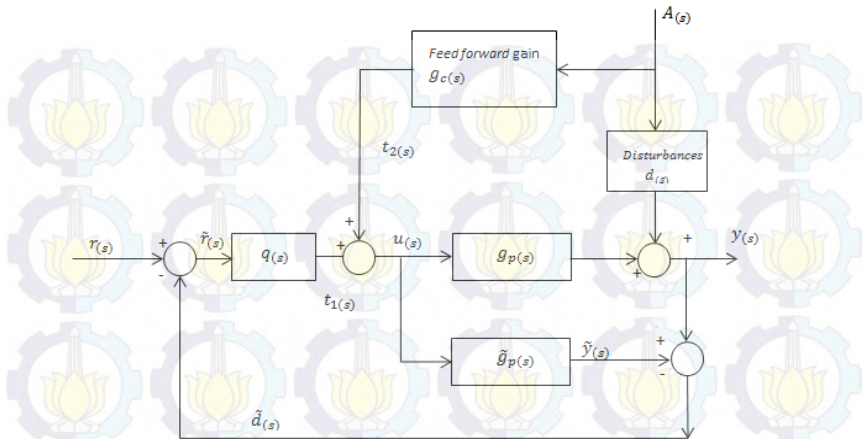
Gambar 2.13 Struktur *Internal Model Control* ekuivalen dengan kontrol konvensional [14]

Dan untuk IMC-PID memiliki struktur kontrol yang berbeda dengan IMC pada umumnya. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada gambar 2.15 berikut ini.



Gambar 2.14 Struktur IMC-PID

Pada struktur IMC-PID, invers dari model plant telah digunakan untuk menyusun *controller*. Sehingga pada simulasinya tidak perlu memasukkan invers model plant. Berdasarkan sistem yang telah dirancang dengan menggunakan strategi kontrol *feedback-feedforward* dengan *Internal Model Control* (IMC) berbasis PID maka akan didapatkan diagram blok kontrol seperti dibawah ini.



Gambar 2.15 *feedback-feedforward dengan Internal Model Control (IMC) berbasis PID*

Dari diagram block diatas maka akan dapat dipresentasikan dengan penyederhanaan *loop control* seperti berikut ini.

$$\tilde{r}(s) = r(s) - \tilde{d}(s) \quad (2.3)$$

$$u(s) = t_1(s) + t_2(s) \quad (2.4)$$

$$y(s) = u(s) \cdot g_p(s) + d(s) \quad (2.5)$$

$$\tilde{d}(s) = y(s) - u(s) \cdot \tilde{g}_p(s) \quad (2.6)$$

$$t_2(s) = g_c(s) \cdot \tilde{d}(s) \quad (2.7)$$

$$t_1(s) = q(s) \cdot \tilde{r}(s) \quad (2.8)$$

$$\tilde{d}(s) = (g_p(s) - \tilde{g}_p(s)) u(s) + d(s) \quad (2.9)$$

$$\tilde{r}(s) = r(s) - \tilde{d}(s) \quad (2.10)$$

Jika $g_p(s) = \tilde{g}_p(s)$ dan terdapat sinyal disturbances yang dapat mengganggu plant proses, maka akan didapatkan persamaan 2.11.

$$d(s) = \tilde{d}(s) \quad (2.11)$$

$$\tilde{g}_p(s) = \tilde{g}_{p+}(s) \cdot \tilde{g}_{p-}(s) \quad (2.12)$$

Persamaan ini hanya digunakan untuk mendesain *controller*, proses model yang disimulasikan paralel dengan proses tetap menggunakan $\tilde{g}_{p(s)}$.

$$\tilde{q}(s) = \frac{1}{\tilde{g}_{p-(s)}} \quad (2.13)$$

Ditambahkan *filter* agar membuat *controller* menjadi lebih baik, *filter* akan menentukan respon dari sistem. *Filter* akan membuat system menjadi lebih robust.

$$q(s) = \tilde{q}(s) \cdot f(s) = \tilde{g}_{p-(s)}^{-1} f(s) \quad (2.14)$$

$$f(s) = \frac{1}{(\lambda_s + 1)^n} \quad (2.15)$$

Jika membutuhkan untuk mereduksi gangguan dengan adanya perubahan set point maka dibutuhkan *filter* seperti berikut ini.

$$f(s) = \frac{n\lambda_s + 1}{(\lambda_s + 1)^n} \quad (2.16)$$

Filter –tuning parameter akan membuat variasi kecepatan dari respon *closed loop system*, jika λ kecil maka respon dari sistem *closed loop* cepat, namun jika λ besar maka respon *closed loop* lebih robust (tidak terlalu sensitive dengan model error).

$$y(s) = g_{p(s)} \cdot q(s) \cdot r(s) = g_{p(s)} \cdot \tilde{g}_{p-(s)}^{-1} f(s) \cdot r(s) \quad (2.17)$$

Jika model sempurna maka dapat diwakili oleh persamaan $g_{p(s)} = \tilde{g}_{p(s)}$, sehingga:

$$y(s) = \tilde{g}_{p+(s)} \cdot \tilde{g}_{p-(s)} \tilde{g}_{p-(s)}^{-1} f(s) \cdot r(s) \quad (2.18)$$

$$y(s) = \tilde{g}_{p+(s)} \cdot f(s) \cdot r(s) \quad (2.19)$$

Sistem kontrol temperatur pada dasarnya adalah suatu sistem kontrol dengan orde satu. Begitu pula dengan *heat exchanger*, berdasarkan persamaan 2.38 dan 2.39 dapat disimpulkan bahwa sistem kontrol temperatur pada *heat exchanger* adalah system orde satu. Sehingga berdasarkan table *Internal Model Control* (IMC) berbasis PID maka dengan gain proses first Order maka akan didapatkan persamaan seperti dibawah ini :

$$g_p(s) = \frac{K_p}{\tau_s s + 1} \quad (2.20)$$

Jika orde dari suatu proses telah diketahui, maka dengan menggunakan Tabel IMC-PID akan didapatkan nilai K_c , T_i dan T_d . Berdasarkan Tabel IMC-PID, gain K_c , T_i dan T_d adalah sebagai berikut ini.

$$\tau_i = \tau_s \quad (2.21)$$

$$K_c = \frac{\tau_s}{\lambda \cdot K_p} \quad (2.22)$$

$$\text{Gain } CL(s) = \frac{1}{\lambda s + 1} \quad (2.23)$$

Atau jika menggunakan persamaan yang lain pada tabel IMC-PID akan didapatkan persamaan seperti berikut ini.

$$\tau_i = \frac{2\tau_s\lambda - \lambda^2}{\tau_s} \quad (2.24)$$

$$K_c = \frac{2\tau_s - \lambda}{\lambda \cdot K_p} \quad (2.25)$$

$$\text{Gain } CL(s) = \frac{\gamma_s + 1}{(\lambda_s + 1)^2} \quad (2.26)$$

2.4 Pendekatan FOPDT (*First Order Plus Dead Time*)

FOPDT adalah suatu metode yang banyak digunakan untuk menentukan parameter *tuning* pada suatu pengendalian. Aplikasi pendekatan FOPDT adalah dalam menentukan parameter K_c , T_i dan T_d . Parameter K_c , T_i dan T_d yang telah didapatkan

selanjutnya akan diterapkan pada *controller* jenis PID. Namun untuk *controller* jenis PID yang dapat menggunakan pendekatan ini adalah PID *controller* dengan nilai *dead time* kurang dari tiga kali waktu yang dibutuhkan proses untuk mencapai *settling time*.

Persamaan FOPDT (*First Order Plus Dead Time*) dapat didefinisikan ke dalam persamaan 2.64 berikut ini.

$$G_m = K \frac{e^{-\theta ds}}{\tau s + 1} \quad (2.27)$$

Dimana parameter τ adalah waktu yang dibutuhkan *output* untuk mencapai 63.2% dari peak *overshoot respon system*. Sedangkan komponen θ adalah nilai *dead time* yang berarti waktu yang dibutuhkan oleh *output* untuk mulai berubah. Penelitian yang dilakukan oleh Ibnu Aryanto pada tahun 2006 menyebutkan bahwa persamaan FOPDT (*First Order Plus Dead Time*) dapat didekati dengan persamaan berikut.

- a. Penggunaan pendekatan first order dengan *time delay*. Dengan metode penaksiran Pade untuk First order plus dead time akan didapatkan:

$$e^{-\tau ds} = 1 - \tau ds + \frac{(\tau ds)^2}{2!} - \frac{(\tau ds)^3}{3!} \quad (2.28)$$

$$e^{-\tau ds} = \frac{1 - (\frac{\tau d}{2})s}{1 + (\frac{\tau d}{2})s} \quad (2.29)$$

- b. Dengan memfaktorkan, didapatkan :

$$G_m = K \frac{1 - (\frac{\tau d}{2})s}{1 + (\frac{\tau d}{2})s} \frac{1}{\tau s + 1} = G_{m_a} G_{m_m} \quad (2.30)$$

$$G_{m_a} = \frac{1 - (\frac{\tau d}{2})s}{1 + (\frac{\tau d}{2})s} \quad (2.31)$$

- c. *Filter* :

$$G_1 = \frac{1}{G_{m_a}} f(s) = \frac{\tau s + 1}{K} f(s) \quad (2.32)$$

Dengan :

$$f(s) = \frac{1}{\lambda s + 1} \quad (2.33)$$

Dimana λ adalah parameter lamda yang mewakili *filter factor*. Untuk proses pengendalian menggunakan *Internal Model Control* (IMC), parameter λ akan memepengaruhi respon kontrol pada proses. Dengan persamaan 2.70 maka jika nilai λ menurun maka akan membuat nilai ideal dan membuat respon kontrol PID akan meningkat. Dengan λ yang optimal maka akan dihasilkan performa terbaik dari respon proses. Menurut Rivera dalam Seborg (2004 : 307) besar nilai λ yang optimal dapat dilihat pada persamaan 2.71 dan persamaan 2.72 :

$$\lambda > 0,8\theta \quad (2.34)$$

$$\lambda > 0,1\tau \quad (2.35)$$

Di dalam sumber lain yang ditulis oleh Wyne Bequette, untuk mendapatkan performa yang terbaik maka nilai lamda *filter* harus sesuai dengan persamaan dibawah ini[14].

$$\lambda > 1.5\theta \quad (2.36)$$

Sedangkan pada jurnal *Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning* menurut Sigurd Skogestad besar nilai λ adalah seperti pada persamaan 2.73 dibawah ini.

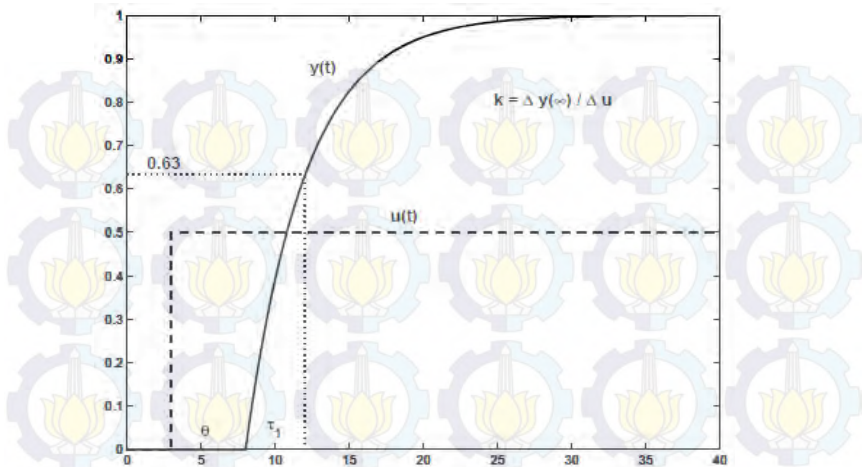
$$\lambda = 1 \quad (2.37)$$

Penentuan parameter-parameter yang ada ternyata masih menghasilkan eror yang cukup besar sehingga diperlukan suatu hubungan untuk mendapatkan parameter PID yang lebih optimal. Hubungan yang tepat untuk parameter pengendalian akan menghasilkan akan menghasilkan pengendalian proses yang

sesuai dengan yang diinginkan dengan menggunakan metode IMC berbasis PID. Metode IMC berbasis PID merupakan suatu metode kontrol yang digunakan untuk mendapatkan suatu system kontrol yang *robust* terhadap nilai gangguan (*disturbances*) yang akan langsung mempengaruhi system.

Berdasarkan penelitian yang dilakukan oleh Sigurd Skogestad pada tahun 2001, IMC-PID dapat digunakan dengan metode seperti berikut ini.

1. Melakukan Pemodelan system yang akan menghasilkan karakteristik dari system sebagai hasil dari persamaan konsektif.
2. Membuat model system *loop* terbuka untuk kemudian merubah nilai set point sebesar $\pm 10\%$ dari nilai yang telah ditetapkan.
3. Menggunakan sinyal uji berupa sinyal step. Penggunaan sinyal uji step akan menghasilkan respon system yang mudah diamati. Respon system uji step juga mempresentasikan kinerja actuator (*final element*) untuk mengartikan perintah dari *controller*.
4. Menggunakan metode FOPDT (*first order plus dead time*) dari hasil respon *loop* terbuka untuk mendapatkan nilai K , θ , τ , $t_{63\%}$, dan $t_{28\%}$.
5. Jika sudah mendapatkan parameter tersebut maka selanjutnya menentukan parameter kendali berupa nilai K_c , T_i , dan T_d yang terdapat pada tabel IMC-PID.
6. Melihat respon system yang dihasilkan setelah *controller* diaktifkan.



Gambar 2.16 Uji *open loop* ketika diberikan *input* sinyal step pada metode *first order plus dead time*[15]

Untuk menentukan parameter K , θ , τ , $t_{63\%}$, dan $t_{28\%}$ dengan metode FOPDT, maka dapat dicari dengan menggunakan persamaan seperti berikut ini[16].

$$K = \frac{\Delta}{\delta} \quad (2.38)$$

$$\tau = 1,5(t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (2.39)$$

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (2.40)$$

dimana :

K = gain steady state

Δ = perubahan steady state pada keluaran proses

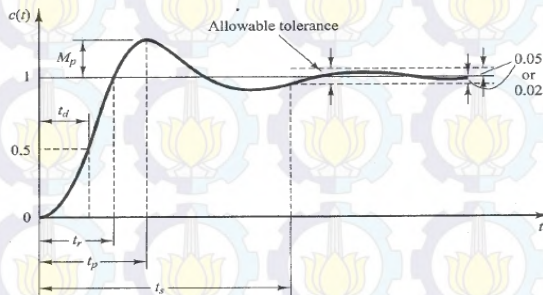
δ = perubahan step pada masukan

τ = waktu yang dibutuhkan untuk mencapai tingkat kestabilan (*settling time*)

θ = waktu tunggu respon dari sebuah sistem (*dead time*)

2.5 Analisa Performansi Pengendalian

Analisa sistem pengendalian digunakan untuk menghasilkan respon sistem yang telah dirancang. Hasil dari bentuk analisa ini berupa nilai kualitatif. Jenis respon kontrol akan berbeda-beda berdasarkan orde dari sistem yang dikendalikan. Misalnya saja untuk system orde satu akan berbeda dengan system orde dua. Respon dinamik akan memiliki karakteristik yang berbeda berdasarkan jenis *plant* yang dikontrol. Sehingga respon dinamik setiap unit tergantung pada nilai masukan pada unit yang telah digunakan. Untuk jenis analisa respon dinamik dapat dilihat pada gambar 2.14 berikut ini[17].

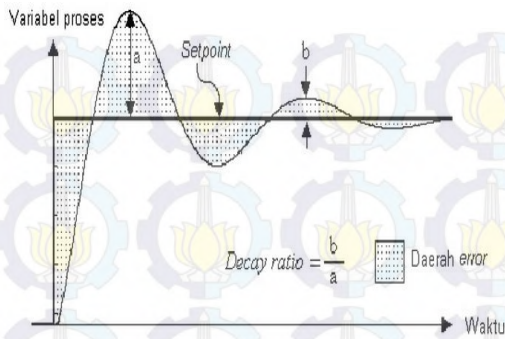


Gambar 2.17 Analisa karakteristik performansi sistem[17]

Dari gambar diatas akan dapat dilakukan analisa performansi dari respon system. Dan untuk mengetahui nilai performansi dari nilai system maka perlu mendefinisikan nilai IAE (*Integral Absolute Error*), *maximum overshoot* dan *settling time*. Masing – masing dari parameter tersebut dapat dicari dengan menganalisa respon system yang didapatkan dari hasil simulasi sebagai berikut ini :

- a. IAE (*Integral absolute error*)

IAE (*Integral absolute error*) merupakan kalkulasi dari nilai error dengan menjumlahkan setiap nilai *error* yang terjadi. Nilai IAE dapat direpresentasikan oleh gambar 2.15 berikut ini.



Gambar 2.18 Penentuan nilai *Integral Absolut Error* (IAE)[18]

Untuk menghitung IAE dapat menggunakan persamaan dibawah ini :

$$IAE = \int_0^{\infty} e(t)dt \quad (2.41)$$

b. *Maximum overshoot*

Nilai *maximum overshoot* adalah nilai puncak dari kurva respon yang diukur. Setiap perusahaan memiliki standarisasi tersendiri untuk nilai *maximum overshoot*. Dan untuk menentukan persamaan *maximum overshoot* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini.

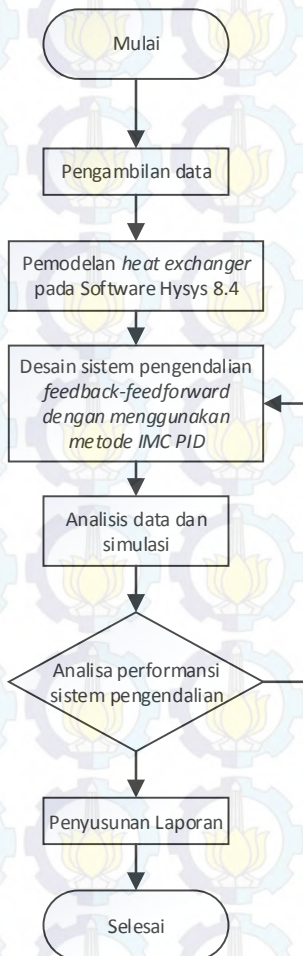
$$MO = \frac{c(t_p) - c(\infty)}{c(\infty)} \times 100\% \quad (2.88)$$

c. *Settling time*

Settling time adalah waktu yang dibutuhkan system untuk mencapai keadaan *set point*. Pada *settling time* terdapat presentase untuk menentukan nilai *settling time* yaitu sebesar $\pm 2\%$ atau $\pm 5\%$ dari nilai *set point*.

BAB III

METODOLOGI PERANCANGAN SISTEM



Gambar 3.1 Diagram alir metodologi penelitian

Pada bab ini akan dijelaskan mengenai tahapan-tahapan penelitian sesuai dengan rancangan sistem kontrol yang dibuat,

seperti pemodelan *heat exchanger* sehingga mendapatkan fungsi transfer dari *heat exchanger*. Desain system pengendali *feedforward-feedback* dengan menggunakan *Internal Model Control* (IMC) berbasis PID, pengambilan data proses untuk digunakan sebagai parameter fungsi transfer, analisis data dan simulasi menggunakan *software* Hysys 8.4 berdasarkan data yang telah diperoleh dari perusahaan. Hingga pengujian terhadap model kontrol untuk dilakukan pengujian sebagai bentuk uji terhadap performansi. Tahapan penelitian tugas akhir ini dapat dilihat pada diagram alir pada gambar 3.1.

Dalam penelitian ini memiliki tahapan-tahapan dari penelitian ini sebagai berikut ini.

1. Pengumpulan Data dan Desain Pemodelan *shell and tube heat exchanger*
 - a. Identifikasi variabel yang akan digunakan sebagai parameter di dalam pengolahan data berupa variabel proses yaitu tekanan, laju aliran massa, komposisi dan temperature.
 - b. Pengolahan data yang telah diperoleh digunakan untuk pemodelan desain kontrol *heat exchanger*.
2. Desain sistem pengendali *feedforward-feedback* dengan menggunakan metode IMC dan IMC berbasis PID.
 - a. Pembuatan diagram blok model *feedforward-feedback* dengan menggunakan IMC
 - b. Pembuatan diagram blok model *feedforward-feedback* dengan menggunakan IMC berbasis PID.
 - c. Pembuatan rangkaian *controller* yang akan digunakan untuk merancang model
3. Pemodelan *heat exchanger* menggunakan *software* Hysys 8.4
 - a. Pengujian model *heat exchanger* dengan cara melihat parameter – parameter setiap *stream* yang digunakan dalam *mode steady state* terhadap data *design* yang diberikan.
 - b. Pengujian model *heat exchanger* dengan cara melihat parameter – parameter setiap *stream* yang digunakan

dalam *mode dinamic* terhadap data *design* yang diberikan.

4. Melakukan desain *controller* dengan menggunakan IMC berbasis PID
5. Hasil dan analisa
 - a. Hasil dan analisa yang didapatkan pada penelitian ini respon sistem dengan menggunakan metode IMC-PID
 - b. Jenis parameter yang digunakan dalam uji performansi yaitu nilai *maximum overshoot*, *settling time* dan IAE.
6. Pembuatan Laporan

3.1 Pengambilan data dan pengolahan data

Pemodelan *heat exchanger* menggunakan *software* Hysys 8.4. Dimana *software* ini merupakan suatu *software* yang digunakan untuk mensimulasikan proses yang ada di industri. Dalam penggunaan *software* ini ada 5 macam *field stream* yang harus diisi, yaitu *field name*, *temperatur*, *pressure*, *flow rate*, dan *component*. Jika salah satu *field stream* tidak kita isikan, maka simulasi tidak akan dapat berjalan. Dari komposisi *feed in tube* yang merupakan *steam* dan komposisi *feed in shell* yang merupakan *crude oil* adalah sebagai berikut ini :

- *Steam in* : 70% gas dan 30% air
- *Production fluid in* : 86% air dan 14% *crude oil*

Software Hysys 8.4 ini digunakan untuk mencari parameter-parameter proses yang tidak dapat didapatkan pada saat pengambilan data. Data inilah yang selanjutnya akan digunakan untuk memodelkan proses yang akan disimulasikan sehingga akan didapatkan model proses yang dianggap mewakili dari kondisi di lapangan. Komposisi untuk *production fluid* dapat dilihat di lampiran.

Komponen penyusun *production fluid* adalah C1-C40. Sedangkan pada Hysys hanya terdapat komponen C1-C30, maka perlu ditambahkan komponen baru agar mencapai C40. Penambahan komponen ini menggunakan *tools Hypotetical*. Pada *Hypotetical* akan dimasukkan jumlah Carbon (C) dan Hidrogen (H) agar didapatkan nilai yang sesuai dengan rumus C_nH_{2n+2} .

Untuk pemodelan *heat exchanger* akan didapatkan model matematis berupa fungsi transfer. Fungsi transfer ini merupakan suatu model yang mewakili sistem pada *plant heat exchanger*. Untuk mendapatkan gain proses pada Hysys, perlu dilakukan simulasi *heat exchanger* dengan menggunakan uji perubahan *set point*. Untuk mendapatkan simulasi yang dapat mewakili kondisi real dari *heat exchanger* di lapangan maka dilakukan perhitungan U_{actual} (*overall Heat Transfer Coefficient*). Perhitungan U_{actual} bertujuan untuk mengetahui apakah kondisi *heat exchanger* saat ini masih sesuai dengan data U dari desain. Nilai U sangat berpengaruh terhadap proses pemanasan pada *heat exchanger*. Sehingga ketika disimulasikan maka respon dari proses akan dapat mewakili dari respon pada kondisi *real*. Untuk menghitung U_{actual} menggunakan persamaan 3.1.

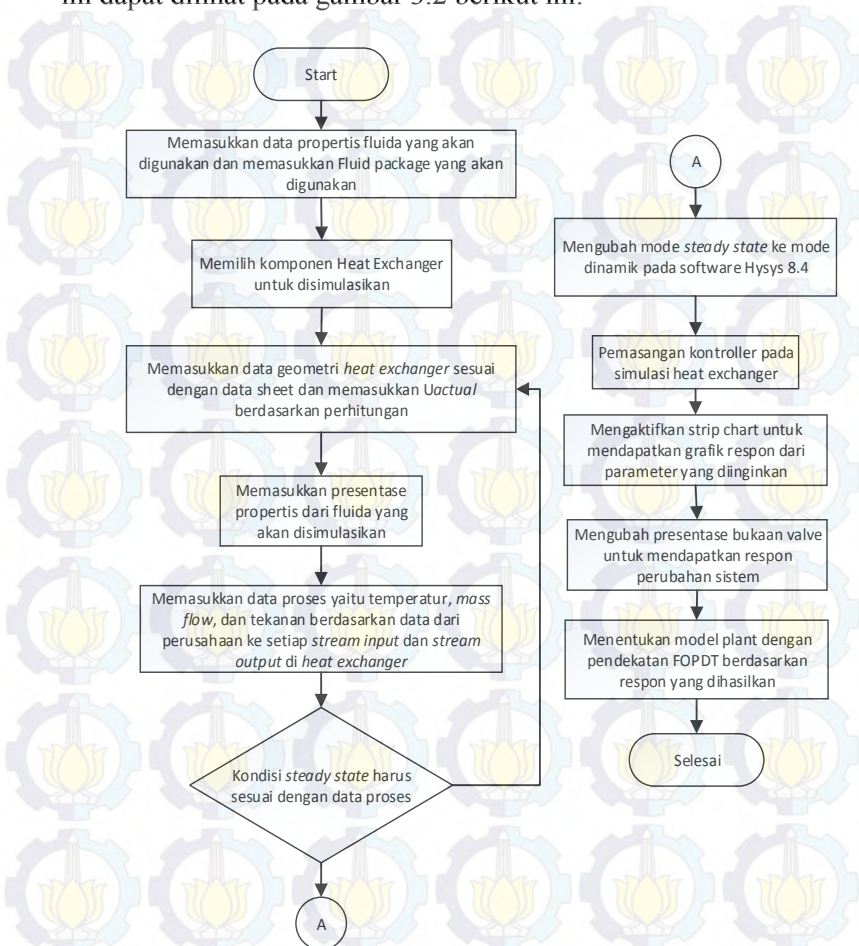
$$U_{actual} = \frac{\Delta H}{LMTD_{corrected} \times A_0} \quad (3.1)$$

3.2 Desain sistem pengendalian temperature dengan menggunakan *heat exchanger* pada Hysys 8.4

Untuk pemodelan sistem kontrol *heat exchanger* menggunakan *software* Hysys. *Software* Hysys ini merupakan sebuah *software* yang telah diakui oleh industri proses yang ada didunia. *Software* Hysys ini merupakan sebuah *software* yang digunakan untuk merancang dan mensimulasikan proses yang ada di industri. Untuk menggunakan *software* ini, diperlukan beberapa parameter proses dan *as Build Drawing heat exchanger* agar simulasi dapat dijalankan. Parameter proses tersebut meliputi *Temperature*, *Flow rate*, *Pressure*, dan komponen penyusun fluida. Jika salah satu dari variabel proses tersebut tidak diisikan maka simulasi tidak akan dapat dijalankan.

Dalam menggunakan *software* Hysys dibutuhkan langkah-langkah pemodelan *Heat exchanger* berdasarkan data lapangan agar didapatkan hasil yang sesuai dengan data pada perusahaan. Maka dari itu pemodelan pada *software* Hysys harus sistematis mulai dari kondisi *steady state* sampai didapatkan respon sistem untuk pemodelan FOPDT. Untuk lebih jelasnya, *flowchart*

pemodelan *heat exchanger* di *software* Hysys 8.4 pada penelitian ini dapat dilihat pada gambar 3.2 berikut ini.

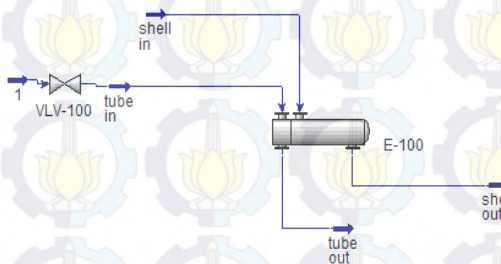


Gambar 3.2 Flowchart pemodelan *heat exchanger* di *software* Hysys 8.4

Jika semua data yang telah diperlukan didapatkan, maka langkah selanjutnya adalah memasukkan parameter-parameter tersebut ke desain *heat exchanger* yang akan dibuat. Untuk

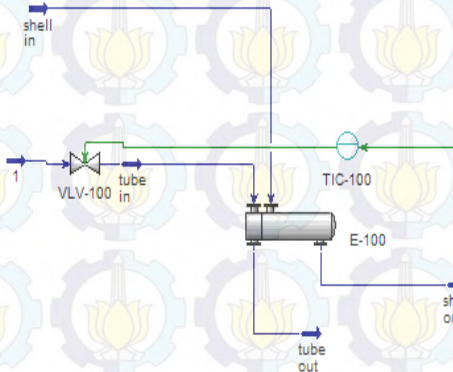
simulasi yang akan dibuat adalah secara dinamik. Namun sebelum kita menjalankan simulasi, perlu dilakukan simulasi secara *steady state* terlebih dahulu. Pada keadaan *steady state*, kita akan mengetahui variabel proses yang telah disimulasikan. Perubahan variabel *output* dari proses akan sesuai dengan perubahan variabel *input* yang telah kita atur. Namun pada simulasi *steady state* ini tidak dapat berubah berdasarkan perubahan waktu.

Simulasi yang kedua adalah dengan desain yang dinamik. Desain dinamik merupakan sebuah desain yang mampu berubah terhadap perubahan waktu. Pada desain dinamik ini akan dipasang suatu *controller* untuk mengatur *manipulated variable* yang berupa *flow rate steam*, dimana pengaturan *flow rate steam* ini akan mempengaruhi temperature output dari *production fluid* yang sedang dipanaskan. Desain secara dinamik merupakan sebuah desain yang menggambarkan *real model* dari sebuah *plant*. Pada desain ini *output* dari *plant* akan berubah sesuai dengan perubahan waktu. Pada desain dinamik ini dipasang suatu *controller* untuk menjaga kesetimbangan *massa* dan *energy* pada *heat exchanger*. Gambar 3.3 dibawah ini merupakan sebuah gambar *process* desain *heat exchanger* menggunakan *software Hysys* secara *steady state*.



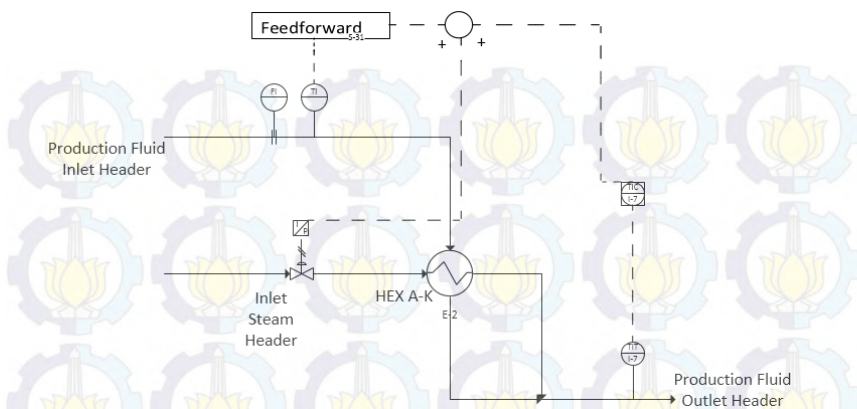
Gambar 3.3 Desain model *heat exchanger* dalam model *steady state*

Desain model *heat exchanger* dalam keadaan *Steady State* berupa *Process Flowsheet Diagram* sehingga tidak memerlukan *controller* yang dapat berubah terhadap waktu. Pada keadaan *steady state*, nilai *output* akan berubah ketika salah satu nilai *input* diubah. Nilai *input* pada *heat exchanger* adalah parameter process yang ada pada *shell input* ataupun *steam input*.



Gambar 3.4 Desain model *heat exchanger* dalam model dinamik

Gambar 3.4. adalah desain dinamik dari *heat exchanger* pada software Hysys 8.4. Pada desain ini telah ditambahkan *controller* yang berfungsi sebagai pengendali *final element (control valve)*. *Control valve* berfungsi untuk mengatur laju aliran dari *steam* pada *tube input*. Laju aliran *steam* inilah yang menjadi pemanas untuk *production fluid* di *heat exchanger*. Kontroller yang ditambahkan berfungsi untuk mempertahankan nilai kesetimbangan *massa* dan *energy*. Nilai *stream* yang dikontrol adalah nilai *stream* yang selalu berubah-ubah terhadap waktu. Karena dalam keadaan dinamik maka untuk mendapatkan *heat and mass balance* dibutuhkan pemasangan *loop* pengendalian. *Loop* pengendalian yang digunakan pada *heat exchanger* adalah *TIC-100* (pengendali temperatur). Pemasangan *TIC-100* pada *heat exchanger* karena parameter temperatur pada *output* selalu berubah-ubah berdasarkan waktu.



Gambar 3.5 Desain model *control feedback-feedforward*

Model yang dikatakan baik adalah model yang mendekati data desain yang diberikan. Untuk itu perlu dilakukan validasi agar data-data yang digunakan di dalam model dapat diterima. Validasi dapat dilakukan dengan cara membandingkan semua parameter proses yang ada pada masing-masing *stream* yang telah dibuat. Apabila semua data parameter pada *stream* sudah mendekati data desain maka dapat dikatakan bahwa model yang dibuat telah valid. Data desain didapatkan dari PT Chevron Pacific Indonesia Duri.

3.3 Uji *open loop* berdasarkan *set point* dan *disturbances*

Pemasangan *controller* memiliki tujuan agar mampu mencapai keadaan yang telah diinginkan dengan cara mereduksi error dan meningkatkan waktu untuk mencapai *set point*. Pada pemasangan *controller* di desain *heat exchanger* terdapat dua jenis uji yang dilakukan. Yang pertama adalah uji berdasarkan *set point* dengan menggunakan data proses yang didapatkan dari perusahaan. Dan yang kedua adalah uji berdasarkan perubahan *disturbance*.

Pengujian berdasarkan perubahan nilai *set point* dilakukan dengan menganggap bahwa proses tidak dipengaruhi oleh

disturbances. Langkah-langkah untuk melakukan uji berdasarkan *set point* adalah sebagai berikut ini.

1. Pengambilan data *open loop*
Pengambilan data *open loop* yaitu dengan membuat simulasi *heat exchanger* pada *software* Hysys yang telah dipasang *controller*. Untuk simulasi *open loop* hubungan antara proses dengan *controller* harus diputus dengan cara memutus hubungan antara unit operasi dengan *controller*. Memutus hubungan antara proses dengan *controller* dapat dilakukan dengan mengubah mode *auto* pada *controller* menjadi mode *manual*. Selanjutnya adalah merubah *manipulated variable* yang berupa bukaan valve pada kontroller menjadi 70% dari total 100%. Pengambilan data akan diplot pada grafik proses (*strip chart*) di Hysys 8.4. Dapat juga dilakukan perekaman data pada histori yang nantinya akan diplot pada Microsoft Excel agar dapat dilihat bentuk responnya. Pengambilan data akan terus dilakukan sampai system mencapai keadaan yang stabil.

2. Menentukan parameter yang dicari
Setelah pengambilan data *open loop*, selanjutnya dilakukan perhitungan untuk mendapatkan nilai *process time constant* (τ), *process gain* (K), *dead time* (θ), $t_{63\%}$, dan $t_{28\%}$. Untuk mencari semua parameter tersebut digunakan persamaan sebagai berikut :

$$K = \frac{\Delta}{\delta} \quad (3.2)$$

$$t_{28\%} = \theta + \frac{\tau}{3} \quad (3.3)$$

$$t_{63\%} = \theta + \tau \quad (3.4)$$

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (3.5)$$

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (3.6)$$

dimana :

K : gain *steady state*

Δ : perubahan *steady state* pada keluaran proses

δ : perubahan *step* pada masukan

$t_{28\%}$: nilai pv ketika mencapai 28% perubahan awal

$t_{63\%}$: nilai pv ketika mencapai 63% perubahan awal

3. Menentukan nilai K_c , T_i dan T_d yang didapatkan dari table IMC-PID

Setelah didapatkan nilai dari parameter λ , θ , $t_{63\%}$, $t_{28\%}$, dan K , selanjutnya adalah mencari nilai K_c , T_i dan T_d berdasarkan table IMC-PID. Karena respon dari sistem *heat exchanger* adalah system orde satu, maka untuk mendapatkan nilai K_c , T_i dan T_d akan digunakan model persamaan dalam bentuk FOPDT (First Order Plus Dead Time) process.

Sedangkan untuk uji yang kedua adalah berdasarkan perubahan *disturbance*. Uji berdasarkan *disturbance* adalah suatu *pengujian* yang mampu mempertahankan nilai *Heat and mass balance* ketika terjadi gangguan. Pada model system kontrol *heat exchanger*, gangguan dapat berupa perubahan temperatur *production fluid inlet* pada sisi *shell*. Maka dibutuhkan suatu pengendalian yang mampu mereduksi gangguan tersebut. Untuk itu perlu dilakukan *tuning* berdasarkan nilai *disturbance* agar system mampu menghadapi perubahan *disturbance* pada proses. Model IMC-PID mampu membuat model yang tangguh (*robust*) terhadap perubahan *disturbances*. Model yang tangguh adalah model yang mampu mempertahankan diri terhadap pengaruh gangguan agar tetap stabil. Oleh karena itu pada pengambilan data *closed loop*, nilai *set point* tidak terpengaruh oleh proses. Langkah-langkah yang dilakukan untuk *tuning* berdasarkan perubahan *disturbances* pada *heat exchanger* adalah sebagai berikut :

1. Pengambilan data *open loop*

Pengambilan data *open loop* yaitu dengan membuat simulasi *heat exchanger* pada *software* Hysys yang telah dipasang *controller*. Untuk simulasi *open loop* hubungan

antara proses dengan *controller* harus diputus dengan cara memutuskan hubungan antara unit operasi dengan *controller*. Memutus hubungan antara proses dengan *controller* dapat dilakukan dengan mengubah mode *auto* pada *controller* menjadi mode *manual*. Selanjutnya adalah merubah temperatur *input production fluid* pada *stream*. Penambahan *temperature* pada *stream* adalah sebesar ± 10 F. Pengambilan data akan diplot pada grafik proses (*strip chart*) di Hysys 8.4. Dapat juga dilakukan perekaman data pada histori yang nantinya akan diplot pada Microsoft Excel agar dapat dilihat bentuk responnya. Pengambilan data akan terus dilakukan sampai *system* mencapai keadaan yang stabil.

2. Menentukan parameter yang dicari

Setelah pengambilan data *open loop*, selanjutnya dilakukan perhitungan untuk mendapatkan nilai *process time constant* (τ), *process gain* (K), *dead time* (θ), $t_{63\%}$, dan $t_{28\%}$. Untuk mencari semua parameter tersebut digunakan persamaan sebagai berikut :

$$K = \frac{\Delta}{\delta} \quad (3.7)$$

$$t_{28\%} = \theta + \frac{\tau}{3} \quad (3.8)$$

$$t_{63\%} = \theta + \tau \quad (3.9)$$

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (3.10)$$

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (3.11)$$

dimana :

K : gain *steady state*

Δ : perubahan *steady state* pada keluaran proses

δ : perubahan step pada masukan

$t_{28\%}$: nilai pv ketika mencapai 28% perubahan awal

$t_{63\%}$: nilai pv ketika mencapai 63% perubahan awal

Parameter diatas diperoleh dari hasil uji *tuning* berdasarkan *disturbances* dimana respon *output* masih dipengaruhi oleh

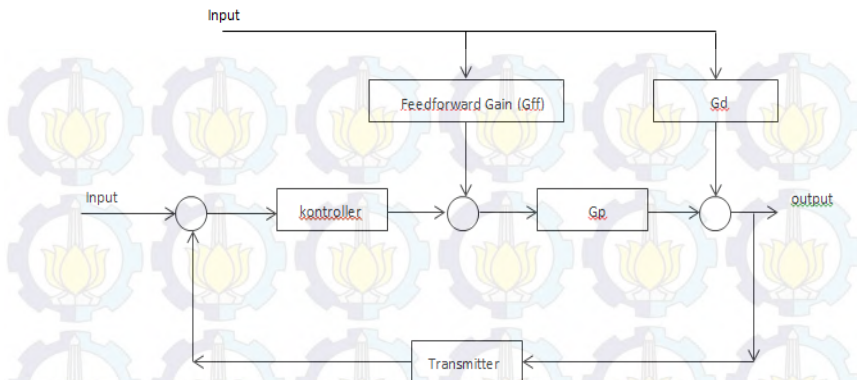
temperature input production fluid (disturbances). Dengan adanya perubahan nilai pada *temperature production fluid input* maka hal ini akan mengganggu suatu proses yang sebelumnya telah berjalan dengan stabil.

3.4 Pemodelan feedback-feedforward controller

Disturbances (gangguan) adalah suatu perubahan parameter yang mampu mempengaruhi perubahan respon pada system sehingga mengakibatkan sistem tidak stabil. *Disturbances* atau gangguan yang mempengaruhi proses pada *heat exchanger* adalah perubahan temperatur *production fluid* yang akan dipanaskan. Sehingga didalam suatu sistem kontrol, *disturbance* harus diminimalisir agar mendapatkan suatu sistem yang stabil.

Berdasarkan jurnal dari Subhransu Padhee, Yuvraj Bhushan Khare, dan Yaduvir Singh, untuk *gain* dan *time* konstan dari *disturbances* didapatkan dari perubahan respon system berdasarkan perubahan temperatur *fluida* yang akan dipanaskan. *Temperature production fluid input heat exchanger* selalu berubah sebagai akibat dari pengaruh kondisi lingkungan. Baik itu kondisi lingkungan di *upstream well* ataupun *downstream well*. Hal ini akan berpengaruh terhadap konsumsi steam untuk pemanasan *production fluid input*. Sehingga untuk mendapatkan *temperature production fluid* setelah dipanaskan, maka perlu adanya suatu kontrol yang mereduksi gangguan yang berupa temperatur *input production fluid* dengan menggunakan *feedforward control*. Dan untuk sistem yang mampu melakukan *tracking set point* maka perlu sistem kontrol *feedback*.

Dan untuk mendapatkan kontrol yang *robust* dan dapat mereduksi gangguan maka dibutuhkan suatu *gain feedforward*. *Gain feedforward* akan memberikan suatu kompensasi terhadap *disturbances* yang akan mempengaruhi proses. Maka untuk menentukan parameter *feedforward* harus diketahui parameter *disturbance* yang mempengaruhi proses. Sehingga dalam menentukan parameter *feedforward* dapat lebih tepat.



Gambar 3.6 arsitektur kontrol *feedback-feedforward*

Sehingga untuk parameter *feedforward* dapat didapatkan berdasarkan persamaan 3.13.

$$G_{ff} = \frac{G_d}{G_p} \quad (3.12)$$

Dimana

G_{ff} : model *feedforward*

G_p : model proses

Setelah didapatkan nilai dari parameter λ , θ , $t_{63\%}$, $t_{28\%}$, dan K , maka selanjutnya mencari nilai K_c , T_i dan T_d berdasarkan tabel IMC-PID. Karena respon dari sistem *heat exchanger* adalah sistem orde satu, maka untuk mendapatkan nilai K_c , T_i dan T_d akan digunakan model persamaan dalam bentuk FOPDT (*First Order Plus Dead Time*) process dengan menggunakan persamaan seperti dibawah ini :

$$\text{FOPDT : } G(s) = K \frac{e^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (3.13)$$

Untuk menentukan gain kontroller IMC-PID pada pengendalian *heat exchanger* dapat menggunakan persamaan seperti berikut.

$$G_p = \frac{K}{\tau_s + 1} e^{-\theta s} \quad (3.14)$$

$$e^{-\tau_d s} = \frac{1 - (\frac{\theta}{2})s}{1 + (\frac{\theta}{2})s} \quad (3.15)$$

$$\tilde{g}_p^{-1} = \frac{\tau_s + 1}{K} \quad (3.16)$$

$$\tilde{q}s = \tilde{g}_p^{-1} \cdot f(s) \quad (3.17)$$

$$f(s) = \frac{1}{(\lambda_s + 1)^2} \quad (3.18)$$

$$\tilde{q}s = \frac{\tau_s + 1}{K} x \frac{1}{(\lambda_s + 1)^2} \quad (3.19)$$

$$\tilde{q}s = \frac{1.154_s + 1}{1.071} x \frac{1}{(\lambda_s + 1)^2} \quad (3.20)$$

$$\tilde{q}s = \frac{1.154_s + 1}{1.071(\lambda_s^2 + 2\lambda_s + 1)} \quad (3.21)$$

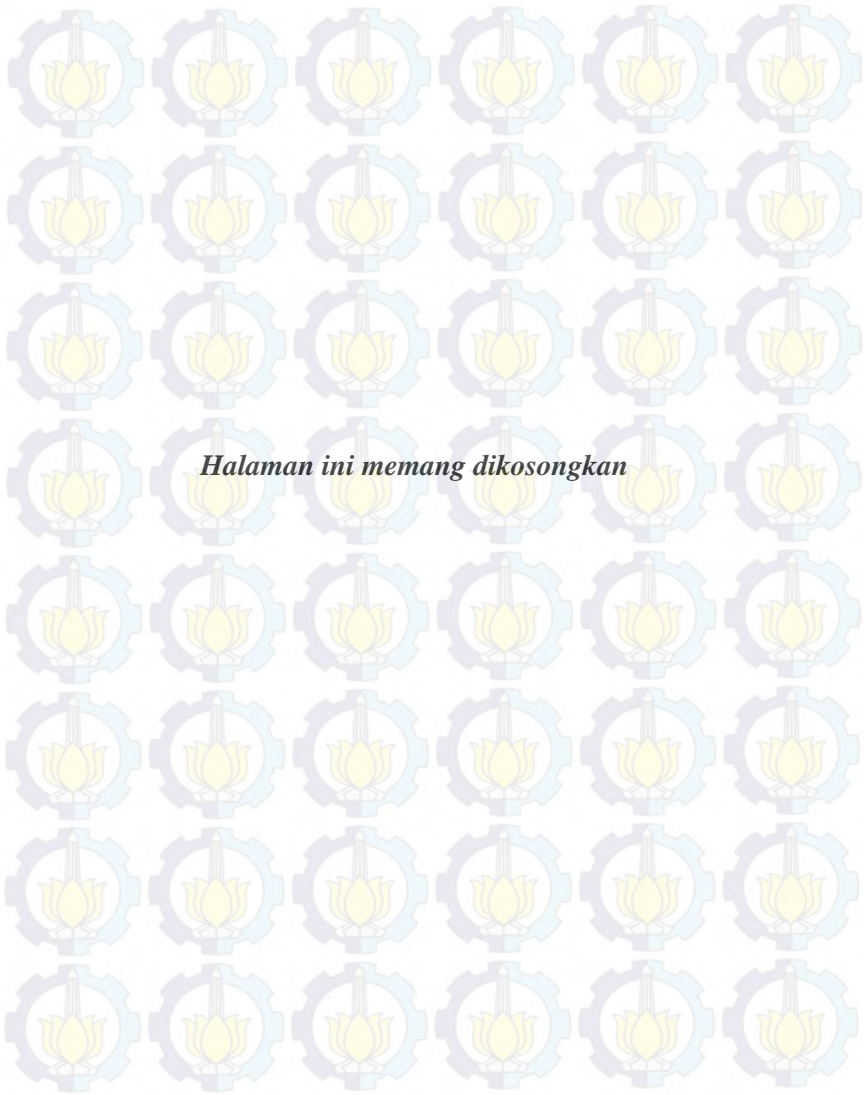
Persamaan 3.19 adalah fungsi transfer controller IMC-PID. Pada IMC-PID controller dipengaruhi oleh lamda filter, besar lamda filter telah ditentukan yaitu sebesar 0.2, 0.5, 0.8, 1, 2 dan 3.

3.5 Uji performansi sistem berdasarkan perubahan *set point* dan *disturbance*

Uji *tuning* dilakukan dengan melihat berdasarkan *set point* dan *disturbances*. Uji *tuning* sangat penting untuk dilakukan karena jika *tuning* tidak tepat maka akan mempengaruhi respon dari proses yang dikendalikan. Jika *tuning* sudah benar, maka system akan berjalan dengan baik. Sistem dikatakan berjalan dengan baik apabila respon dari proses variabel akan mengikuti nilai yang telah ditetapkan. Dengan uji *tuning* tersebut maka kita akan dapat mengetahui apakah nilai Kc, Ti, dan Td yang telah diatur dapat mengubah proses variabel yang telah ditentukan.

Di dalam proses uji tuning berdasarkan *set point* dan *disturbances* dilakukan secara *closed loop*. Uji *open loop* digunakan untuk mengetahui parameter-parameter FOPDT (*First Order Plus Dead Time*) seperti λ , θ , $t_{63\%}$, $t_{28\%}$, dan K . parameter-parameter FOPDT tersebut selanjutnya akan digunakan untuk menentukan nilai K_C , T_I dan T_d berdasarkan tabel IMC-PID. Nilai K_C , T_I dan T_d yang telah didapatkan kemudian akan dimasukkan ke *controller*.

Sedangkan untuk uji *tuning* dengan *closed loop* maka akan didapatkan respon *system* yang berupa nilai *process variable*. Proses variabel akan dipengaruhi oleh parameter *tuning* yang telah diberikan kepada *controller*. Pada uji *closed loop* akan didapatkan hasil dari respon kontrol sebagai akibat dari adanya *controller* untuk menentukan nilai IAE (*integral Absolut Error*), *maximum overshoot* dan *settling time*. Parameter IAE digunakan untuk menjumlahkan error oleh respon proses variabel terhadap *set point* yang ditentukan. Semakin besar IAE maka *tuning* yang dilakukan untuk menentukan K_c , T_i dan T_d kurang tepat. Nilai *overshoot* digunakan untuk mengetahui respon kendali yang diberikan *controller* terhadap proses variabel. Semakin besar nilai *maximum overshoot* maka semakin lama waktu yang dibutuhkan untuk mendapatkan nilai dari *set point* yang telah ditentukan. *Settling time* digunakan untuk menentukan seberapa cepat respon dari *system* untuk mencapai nilai *set poin*. Dari *settling time* akan dapat dicari nilai dari time konstan yaitu pada keadaan 63% waktu yang dibutuhkan untuk mencapai *set point*. Jika *settling time* semakin lama maka *time constant* akan semakin besar sehingga *tuning* yang dilakukan untuk menentukan nilai K_c , T_i , dan T_d kurang tepat.

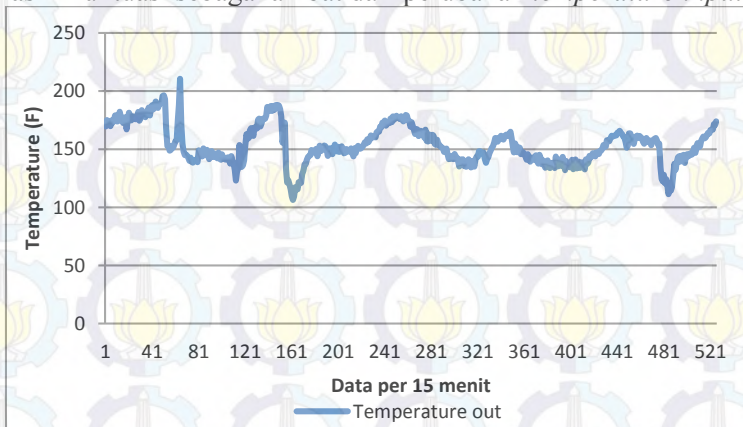


BAB IV PENGUJIAN DAN ANALISIS DATA

Pada bab ini akan membahas tentang analisis data dan pembahasan mengenai hasil dari penelitian yang dilakukan. Respon dari *plant* akan dibahas sesuai dengan jenis *tuning* yang dilakukan. Respon sistem didapatkan dari hasil simulasi di *software* Hysys 8.4.

4.1 Pemodelan pada proses *heat exchanger* dengan menggunakan *software* Hysys 8.4

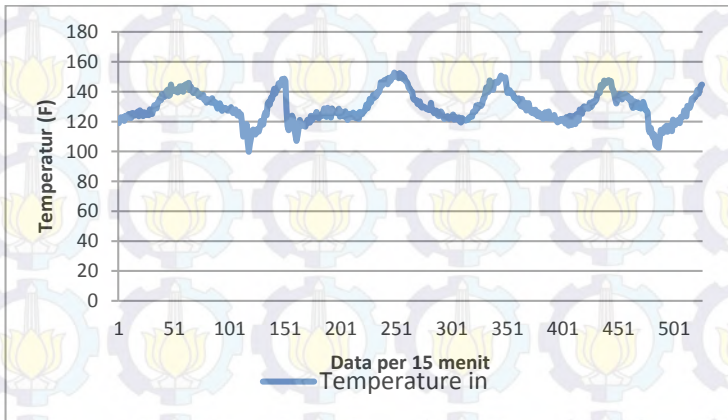
Kebutuhan akan suatu metode kontrol yang tepat karena pada *plant heat exchanger* di *Central Gathering Station 5* masih secara manual. Sehingga temperatur output dari *heat exchanger* masih fluktuasi sebagai akibat dari perubahan *temperature input*.



Gambar 4.1 Respon sistem *temperature production fluid output* terhadap perubahan waktu.

Untuk mengatur agar *output* dari *heat exchanger* sesuai dengan yang diinginkan maka *valve* untuk mengatur *steam* yang berfungsi sebagai pemanas masih dilakukan secara manual. Sehingga grafik *temperature output* pada gambar 4.1 tidak jauh berbeda dengan *temperature production fluid* yang masuk ke dalam *heat exchanger* untuk dipanaskan. Temperatur *production*

Fluid yang masuk ke dalam *heat exchanger* adalah sebagai berikut ini.



Gambar 4.2 Data *temperature production fluid input* terhadap perubahan waktu.

Gambar 4.1 menunjukkan bahwa *temperature production Fluid* yang masuk ke dalam *heat exchanger* tidak konstan. Sedangkan untuk aliran pemanas yang masuk tidak disesuaikan dengan perubahan *temperature production fluid* yang masuk ke *heat exchanger*. Sebagai akibatnya *temperature production fluid output* menjadi tidak menentu sesuai dengan *temperature input* dari *production Fluid*.

Temperatur *output* dari *heat exchanger* seharusnya disetting pada suhu 160 F. Untuk proses setelah pemanasan pada *heat exchanger* adalah proses pemisahan pada unit Gas Boot. Dimana pada unit ini *production fluid* dipisahkan dari zat-zat pengotor seperti air, pasir dan gas-gas yang berbahaya. Proses pemisahan ini menggunakan bahan kimia sebagai demulsifier agar didapatkan *crude oil* yang benar-benar bersih. Bahan kimia yang digunakan sebagai demulsifier akan bekerja secara optimal pada temperatur proses 190 F. Namun jika temperatur *production fluid* kurang atau lebih dari 160 F maka akan ditambahkan bahan kimia tambahan untuk memaksimalkan kerja dari demulsifier.

Berdasarkan grafik 4.1 maka untuk mendapatkan *temperature output* dari *production fluid* yang dipanaskan adalah dengan mengatur bukaan *valve* sesuai dengan panas yang dibutuhkan untuk pemanasan *crude oil*. Maka dari itu untuk mendapatkan *temperature output* sesuai dengan yang diinginkan perlu ditambahkan suatu kontrol yang *automatic* untuk mengatur laju aliran steam. Sehingga nilai Set poin pada suhu 160 F pada *production fluid* dapat dijaga.

Untuk mendapatkan hasil simulasi sistem kontrol dengan menggunakan *software* Matlab R2009a maka dibutuhkan suatu fungsi transfer dari proses yang sedang berlangsung. Karena pada keadaan real tidak diperbolehkan untuk mengubah-ubah nilai *set point* dan presentase bukaan *actuator* pada *plant* maka digunakan *software* Hysys 8.4 untuk mensimulasikan proses yang sedang berlangsung. Untuk mendapatkan suatu model proses yang mewakili keadaan sebenarnya maka dimensi dan data input-output dari *heat exchanger* harus berdasarkan data lapangan. Data yang akan dimasukkan dan cara menggunakan *software* Hysys 8.4 terdapat pada lampiran dan yang paling penting ketika menggunakan *software* Hysys adalah data proses. Selain data proses dan dimensi dari *heat exchanger*. Dibutuhkan juga data propertis dari *production fluid (crude oil)* yang akan disimulasikan. Data propertis ini merupakan komposisi dari *crude oil* yang terdiri dari C1 sampai C40 dengan rumus senyawa C_1H_4 sampai dengan $C_{40}H_{82}$.

Heat exchanger yang digunakan adalah fasilitas lama, maka perlu dilakukan perhitungan ulang untuk $U(\text{overall heat transfer coefficient})$ actual berdasarkan data proses di lapangan. Perhitungan U_{actual} dibutuhkan untuk mendapatkan nilai U (*overall heat transfer coefficient*) dari *heat exchanger* yang masih dioperasikan. Untuk mendapatkan U actual dibutuhkan data-data desain *heat exchanger* seperti berikut ini.

Tabel 4.1 Parameter desain

No	Parameter dan satuan	Nilai
1	$A \text{ (m}^2\text{)}$	404
2	<i>Effective length tube</i>	6.656

	(m)	
3	$A_0 \text{ (m}^2\text{)}$	212.8012581
4	Product heat capacity (KJ/Kg ^o C)	4077
5	DO tube (m)	0.01905
6	Number of baffles	11
7	ID tube (m)	0.01483
8	Central baffle spacing (m)	0.521
9	Inlet baffle spacing (m)	0.686
10	Outlet baffle spacing (m)	0.76
11	Number of tube	534
12	Number of shell	1

Data pada tabel 4.1, akan digunakan untuk mendapatkan nilai U_{actual} . Data-data tersebut didapatkan dari *mechanical drawing heat exchanger*. Jenis dari *heat exchanger* yang digunakan adalah *shell and tube*. proses pemanasan dilakukan dengan steam yang dilewatkan sisi *tube* dan *fluida* yang dipanaskan berupa *production fluid* yang dilewatkan pada sisi *shell*. Dengan menggunakan perhitungan berdasarkan prinsip perpindahan panas, maka U_{actual} akan dapat dihitung. Dari data-data lapangan dan data geometri *heat exchanger* akan dapat dilakukan perhitungan, maka akan didapatkan nilai U_{actual} sebagai berikut ini.

Tabel 4.2 Perhitungan U_{actual}

no	Parameter	nilai	Satuan
1	$T_{in \text{ Steam (tube) } T_{H,in}}$	134.44	°C
2	$T_{out \text{ Steam (tube) } T_{H,out}}$	80	°C
3	Tube temperature difference (ΔT)	54.44	°C

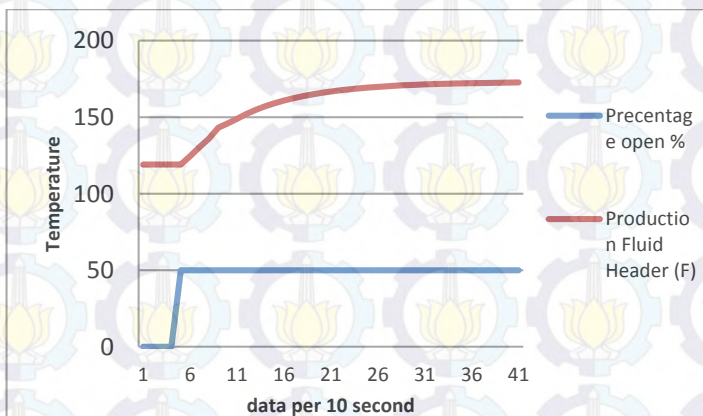
4	$T_{in\ crude\ (shell)}\ t_{C,in}$	48.28	°C
5	$T_{out\ crude\ (shell)}\ t_{C,out}$	76.38	°C
6	$Shell\ temperature\ difference\ (\Delta T)$	28.1	°C
7	$Flowrate\ in\ shell$	23527.78	kg/hr
8	R	1.937367	
9	P	0.326137	
10	$F\ (LMTD\ correction\ factor)$	0.93461	
11	$Approach\ in$	58.06	°C
12	$Approach\ out$	31.72	°C
13	$Log\ Mean\ Temp\ Difference$	43.57107	°C
14	$LMTD\ corrected$	40.72196	°C
15	ΔH	1450565	MW
16	$Fouling\ resistance$	0.004119	m ² °C/W
17	$U\ actual$	167.3919	W/m ² °C
18	$U\ clean\ from\ design$	539	W/m ² °C
19	$UA\ actual$	67626.33	W/°C
20	$Efficiency$	0.31056	%
21	$U\ fouling$	242.7941	W/m ² °C

$U\ actual$ adalah nilai U dari *heat exchanger* dengan keadaan atau kondisi saat ini.. Kondisi bersih dapat diartikan bahwa didalam *heat exchanger* tidak terdapat zat pengotor (*fouling*) dan kebocoran sehingga *heat exchanger* dapat beroperasi secara optimal. Sedangkan pada kenyatannya di dalam *heat exchanger* telah terjadi *fouling*. Sehingga perlu dilakukan perhitungan $U\ actual$. Berdasarkan table 4.1 dapat dilihat

perbedaan antara U_{actual} dan U_{clean} dimana $U_{clean} > U_{actual}$. Sehingga dapat disimpulkan bahwa didalam *heat exchanger* terjadi *fouling*.

Nilai U_{actual} akan digunakan sebagai parameter yang akan dimasukkan kedalam parameter *heat exchanger* di Hysys 8.4. Jika nilai U terlalu besar maka respon dari proses akan semakin cepat. Dan untuk mendapatkan respon yang mendekati atau sama dengan respon sistem dilapangan maka dimasukkan U_{actual} .

Dengan menggunakan *software* Hysys 8.4 akan didapatkan data hasil uji *tuning* dan uji *disturbances* berupa respon *heat exchanger*. Untuk uji *tuning*, *plant heat exchanger* diberikan perubahan masukan steam melalui *control valve* sebesar 20%. Untuk respon dari sistem setelah diberikan perlakuan adalah sebagai berikut ini.



Gambar 4.3 Data respon *open loop heat exchanger* hasil dari uji *tuning*

Respon pada Gambar 4.3 adalah respon *plant* berdasarkan perubahan *set point*. Dari hasil respon yang telah didapatkan maka selanjutnya dilakukan pemodelan dengan pendekatan FOPDT. Hasil perhitungan dari respon 4.3 adalah sebagai berikut ini.

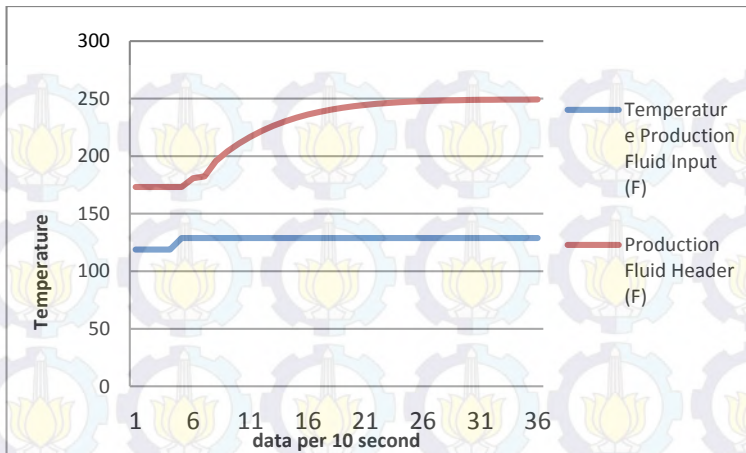
Tabel 4.3 Hasil *open loop* berdasarkan perubahan masukan

perubahan steady state (Δ)	53.57562334
perubahan step masukan (δ)	50
Gain Steady state (K)	1.071512467
time konstant	1.154400304
time delay	0.057910207
$t_{63\%}$	1.212310511
$t_{28\%}$	0.442710308

Dari respon sistem pada gambar 4.3 dapat dihasilkan suatu model *plant* dengan pendekatan FOPDT. Model ini dapat mewakili respon dari *plant* yang akan disimulasikan dengan *software* Matlab R2009a. Dari bentuk respon pada gambar 4.3 didapatkan fungsi transfer *plant heat exchanger* seperti dibawah ini.

$$G_p = \frac{1.071}{1.154s + 1} e^{-0.057s} \quad (4.1)$$

Fungsi transfer pada persamaan 4.1 adalah fungsi transfer yang mewakili proses pada *plant heat exchanger*. Sedangkan untuk fungsi transfer *disturbance*, dilakukan pengujian dengan menambahkan nilai *disturbance* sebesar 20 F. Grafik respon dari sistem *heat exchanger* dapat dilihat pada gambar 4.4.



Gambar 4.4 Data respon *open loop heat exchanger* hasil dari uji *disturbances*

Bentuk respon pada gambar 4.4 dapat didefinisikan sebagai *disturbances* yang mempengaruhi *plant heat exchanger*. Suatu kontrol yang optimal adalah kontrol yang mampu mereduksi pengaruh dari *disturbances*. Untuk mendesain suatu kontrol yang *robust* maka dibutuhkan suatu sistem yang mampu mengurangi *disturbances* tersebut. Dari hasil perhitungan menggunakan pendekatan FOPDT maka akan didapatkan hasil sebagai berikut.

Tabel 4.4 Hasil uji berdasarkan perubahan *disturbances*

perubahan steady state (Δ)	76.03615942
perubahan step masukan (δ)	10
Gain Steady state (K)	7.603615942
time konstant	0.094320081
time delay	0.87439538
$t_{63\%}$	0.968715461
$t_{28\%}$	0.905835407

Respon system berdasarkan *disturbances* digunakan untuk mendapatkan fungsi transfer dari *disturbance*. Fungsi transfer *disturbances* dapat dilihat pada persamaan 4.2.

$$G_d = \frac{7.603}{0.094s+1} e^{-0.87s} \quad (4.2)$$

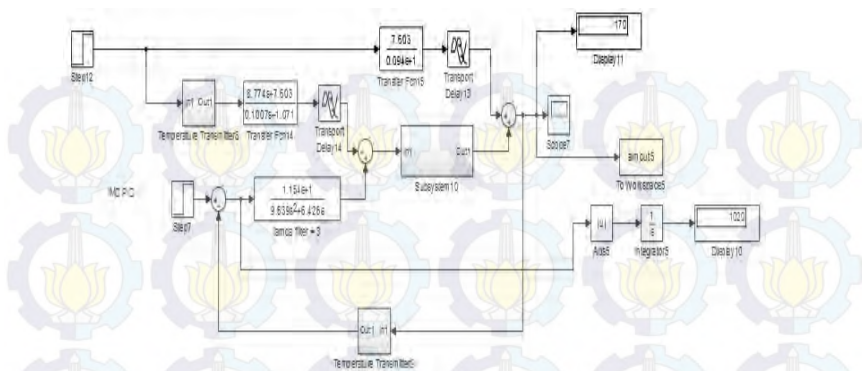
4.2 Hasil simulasi IMC-PID dengan arsitektur *feedforward-feedback control*

IMC-PID merupakan salah satu kontrol yang digunakan untuk mendapatkan respon sistem yang robust. Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan sebelumnya, sistem kontrol IMC berbasis PID dengan arsitektur *feedforward-feedback control* merupakan sistem yang *robust* dan tahan terhadap efek dari gangguan. Untuk mendapatkan analisa dari hasil simulasi yang telah dilakukan dengan menggunakan *software* Matlab R2013a.

Dengan menggunakan metode IMC-PID maka akan didapatkan parameter kontrol yang mampu mempercepat settling time dengan pengaruh lamda filter. Dengan metode kontrol IMC-PID maka didapatkan model *controller* sebagai berikut ini.

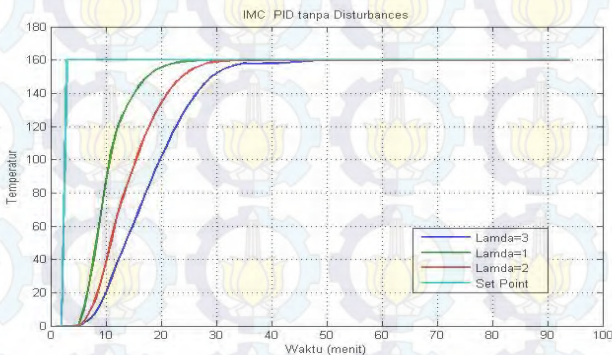
$$G_c = \frac{1.154s+1}{1.071(\lambda^2 s^2 + 2\lambda s)} \quad (4.3)$$

Nilai lamda *filter* akan diberikan sesuai dengan nilai yang telah ditentukan. Untuk mendapatkan relasi antara sistem kontrol IMC dan IMC PID maka parameter lamda *filter* yang digunakan sama dengan lamda *filter* pada sistem kontrol IMC. Pemilihan nilai lamda filter pada penelitian ini telah ditentukan dengan nilai $\lambda = 0.2, \lambda = 0.5, \lambda = 0.8, \lambda = 1, \lambda = 2$, dan $\lambda = 3$. Pemilihan nilai lamda filter tersebut agar terlihat perbedaan antara lamda $\lambda \geq 1$ dan $\lambda < 1$. Dengan variasi lamda filter yang diberikan pada penelitian ini maka akan didapatkan perbedaan performansi sebagai hasil dari simulasi. Dari hasil performansi itu kemudian akan ditarik kesimpulan untuk nilai lamda yang paling optimal. Diagram blok IMC-PID pada Simulink dapat dilihat pada gambar 4.5.



Gambar 4.5 Diagram blok IMC-PID di Simulink

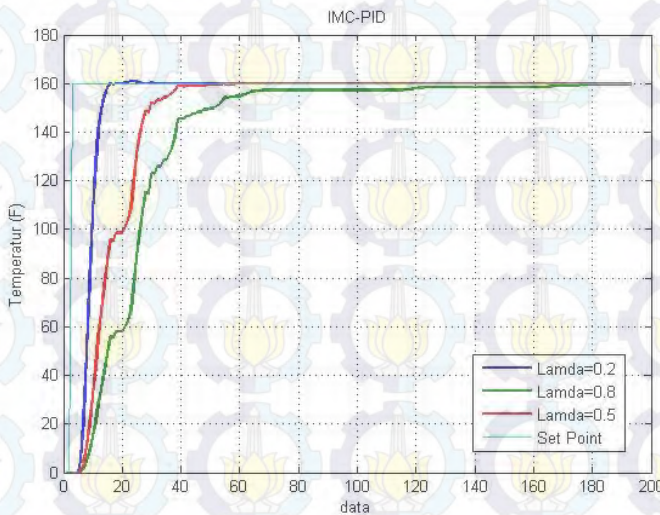
Setelah diagram blok didapatkan maka selanjutnya dilakukan simulasi pada *software* Matlab R2013a sehingga akan didapatkan respon dari sistem kontrol yang telah didesain. Dapat dilihat pada gambar 4.5 bahwa invers dari *plant* sudah tidak dimasukkan ke dalam blok diagram. Dan untuk hasil dari simulasi yang telah dilakukan dapat dilihat pada gambar 4.6 seperti dibawah ini.



Gambar 4.6 Respon IMC-PID tanpa adanya gangguan dengan nilai $\lambda \geq 1$

Respon sistem pada gambar 4.6 didapatkan berdasarkan uji step sehingga didapatkan respon yang mencapai *set point*. Pada gambar 4.6 merupakan hasil performansi dari IMC-PID dengan

nilai $\lambda \geq 1$. Sedangkan untuk melihat performansi dari performansi IMC-PID dengan nilai $\lambda < 1$. Dengan menggunakan nilai lamda dibawah satu maka akan dapat dilihat respon dan performansi dari sistem yang telah di desain. Dengan menggunakan nilai $\lambda < 1$ maka akan didapatkan hasil simulasi sebagai berikut ini.



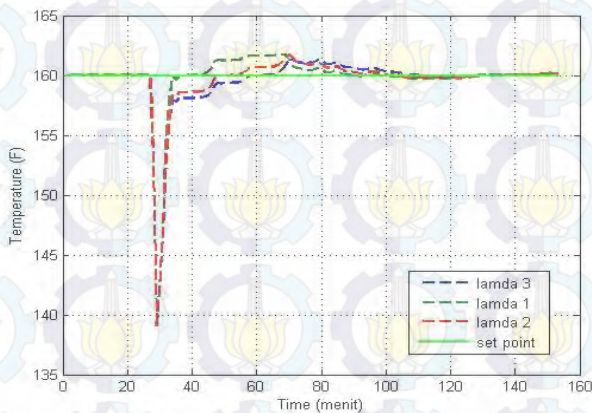
Gambar 4.7 Respon IMC-PID tanpa pengaruh gangguan dengan nilai $\lambda < 1$

Dari respon sistem pada gambar 4.7 dapat dianalisa nilai performansi dari sistem kontrol yang telah didesain. Dapat dilihat bahwa pada kondisi untuk mencapai *settling time* terdapat osilasi pada respon sistem. Dari respon sistem dapat dianalisa nilai performansi dari sistem kontrol yang telah didesain. Dengan membandingkan antara respon sistem menggunakan $\lambda \geq 1$ dan $\lambda < 1$, maka akan didapatkan parameter performansi dari semua lamda filter yang digunakan. Performansi sebagai hasil dari simulasi pada Software Matlab R2013a dari sistem kontrol yang telah di desain dapat dilihat pada tabel 4.5 berikut ini.

Tabel 4.5 Uji performansi IMC-PID tanpa pengaruh gangguan.

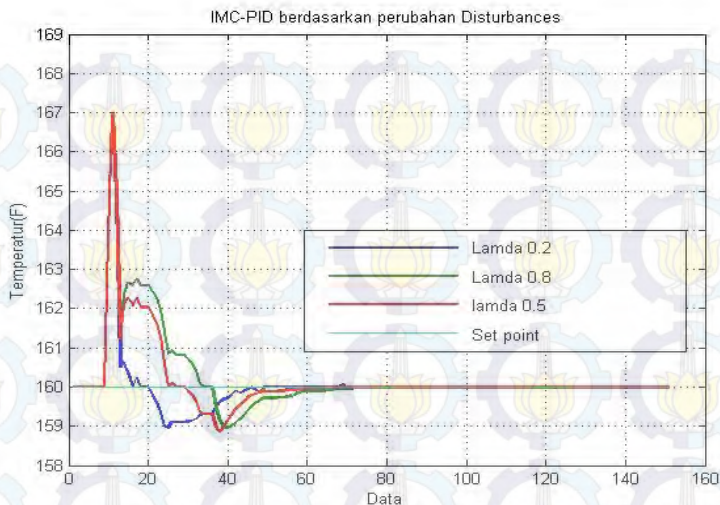
Lamda	Settling time (menit)	IAE	Maksimum Overshoot
0.2	3.32	64.89	0.688057975
0.5	5.45	160	0
0.8	9.5	255.5	0
1	10.53	365.1	0
2	15.85	640	0
3	23.018	960	0

Tabel 4.5 adalah hasil dari uji berdasarkan perubahan set point. Untuk mendapatkan sistem yang tangguh maka diperlukan uji sistem terhadap perubahan *disturbances*. Pada uji *disturbances* ini, diberikan gangguan sebesar 10 F. Untuk mengetahui apakah sistem kontrol IMC-PID ini tahan terhadap gangguan *disturbances* maka dapat dilihat pada gambar 4.8 berikut ini.



Gambar 4.8 Respon IMC-PID setelah adanya gangguan dengan nilai $\lambda \geq 1$

Gambar 4.8 merupakan hasil respon dari IMC-PID dengan efek gangguan sebesar 10 F. Dengan menggunakan nilai $\lambda < 1$ maka akan didapatkan hasil simulasi sebagai berikut ini.



Gambar 4.9 Respon IMC-PID setelah adanya gangguan dengan nilai $\lambda \geq 1$

Dari ketiga nilai lamda filter yang diberikan, memiliki respon yang tidak jauh berbeda. Dari hasil respon yang didapatkan maka akan didapatkan hasil performansi yang dapat dilihat pada tabel 4.6.

Tabel 4.6 Performansi IMC-PID berdasarkan perubahan *disturbances*

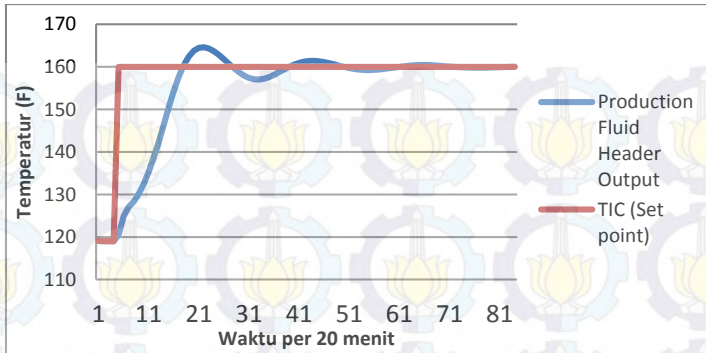
Lamda	<i>Settling time</i> (menit)	IAE	<i>Maksimum Overshoot</i>
0.2	3.32	1091.562	0.688057975
0.5	5.45	2356.847	0
0.8	9.5	3794.87	0
1	10.53	365.1	0
2	15.85	640	0
3	23.018	960	0

4.3 Hasil simulasi IMC-PID kontrol di *software* Hysys 8.4

Berdasarkan hasil desain *controller* IMC-PID dengan pengaruh gangguan berupa perubahan *temperature input production fluid*, dapat diketahui bahwa sistem tidak memiliki nilai *maximum overshoot* dan *Integral Absolut Error* yang besar. Hal ini menunjukkan bahwa sistem kendali IMC-PID mampu mereduksi pengaruh dari *disturbances* yang diberikan. Hal ini dapat dilihat pada gambar 4.9 ketika diberikan gangguan sebesar 10 F, maka sistem akan dapat mereduksi gangguan tersebut.

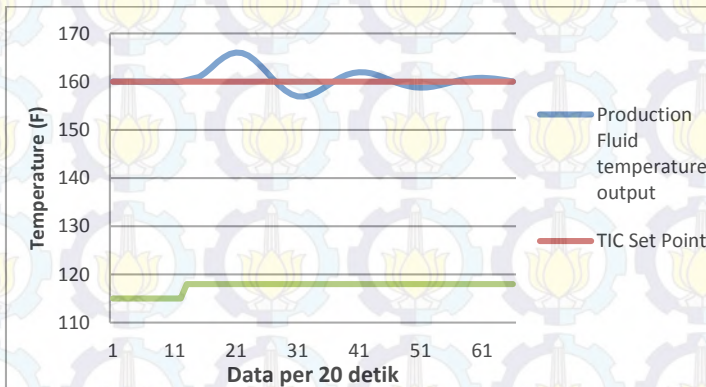
Hysys merupakan sebuah *software* yang telah diakui oleh sebagian besar industri proses sebagai simulator untuk proses yang sedang berlangsung atau yang akan dirancang. Sehingga *software* ini sangat membantu dalam perancangan suatu pabrik atau untuk mengidentifikasi permasalahan pada saat plant dijalankan. Simulasi dengan menggunakan *software* Hysys dapat dianggap sebagai simulasi kontrol secara *real plant*. Hal ini karena di *software* Hysys terdapat simulasi *plant* dengan pendekatan berdasarkan data proses yang telah didapatkan dilapangan. Sehingga model di Hysys dapat dianggap mewakili keadaan nyata dari *plant* yang sedang dikontrol.

Dengan menggunakan *software* Hysys 8.4 akan didapatkan respon hasil dari *tuning* IMC-PID berupa grafik respon *closed loop*. Nilai K_c , T_i dan T_d didapatkan dari hasil perhitungan pada Hysys 8.4 atau dapat juga menggunakan tabel IMC-PID. Dengan menggunakan nilai $\lambda=1$ maka akan didapatkan nilai $K_c=1.07$, $T_i=1.18$ dan $T_d=0.0278$. Dari nilai K_c , T_i dan T_d yang telah didapatkan maka akan didapatkan hasil respon *temperature output production fluid* terhadap *set point* adalah sebagai berikut ini. *Set point* yang digunakan pada uji *closed loop* ini adalah 160 F. *Set point* sebesar 160 F ditetapkan oleh perusahaan karena sebelum masuk ke proses selanjutnya akan ada pencampuran antara *production fluid* dengan *steam kondensat*. Setelah pencampuran ini maka *production fluid* akan dimasukkan ke Gas boot dan ditambahkan *demulsifier* untuk proses pemisahan antara partikel air dengan minyak.



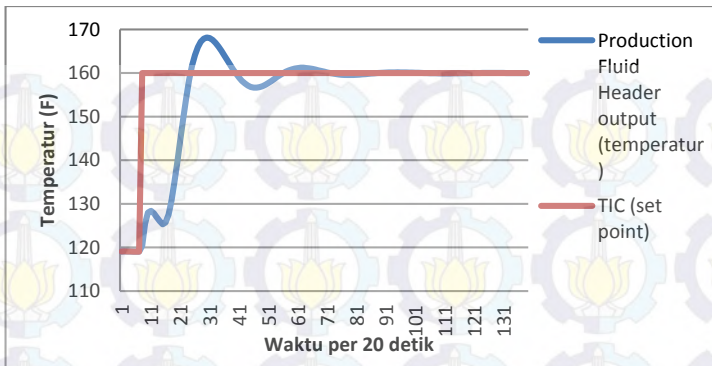
Gambar 4.10 Respon *closed loop* $\lambda = 1$ pada software Hysys 8.4

Sedangkan untuk pengaruh perubahan *disturbances* terhadap respon dapat dilihat pada gambar 4.11 dibawah ini.



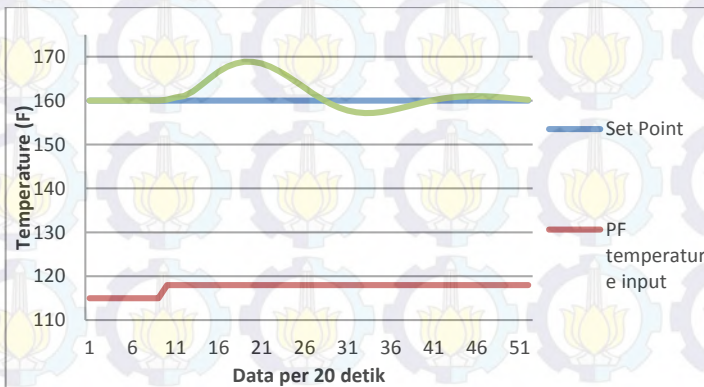
Gambar 4.11 Respon sistem terhadap pengaruh perubahan *disturbances* dengan nilai $\lambda=1$

Sedangkan untuk nilai $\lambda=2$ maka akan didapatkan nilai $K_c=0.544$, $T_i=1.18$ dan $T_d=0.0278$. Sehingga akan didapatkan grafik respon *closed loop* seperti berikut ini.



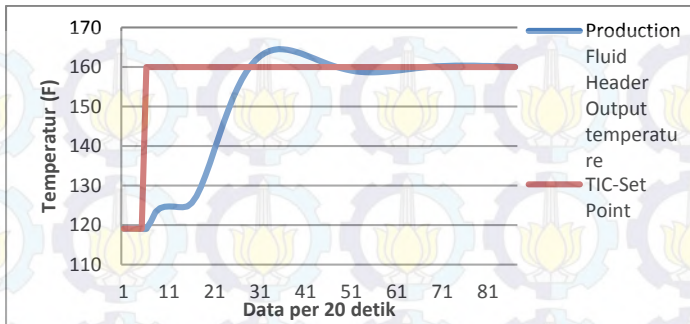
Gambar 4.12 Respon *closed loop* $\lambda = 2$ pada *software* Hysys 8.4

Gambar 4.12 dapat mempresentasikan hasil *tuning* IMC PID dengan nilai λ filter=2. Sedangkan untuk pengaruh perubahan *disturbances* terhadap respon dapat dilihat pada gambar 4.13 dibawah ini.



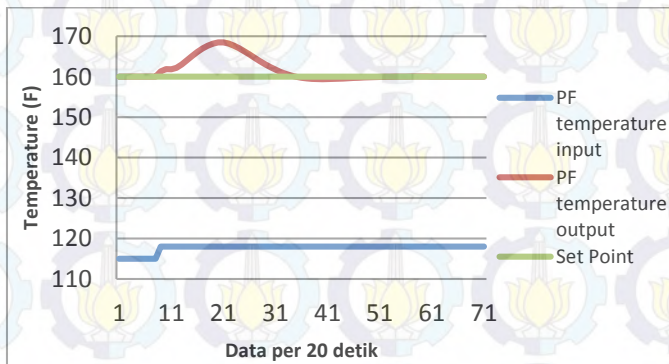
Gambar 4.13 Respon sistem terhadap pengaruh perubahan *disturbances* dengan nilai $\lambda = 2$

Dan untuk IMC-PID dengan menggunakan nilai $\lambda = 3$ akan didapatkan nilai $K_c = 0.036$, $T_i = 1.18$ dan $T_d = 0.0278$. Sehingga akan didapatkan grafik respon seperti berikut ini.



Gambar 4.14 Respon *closed loop* $\lambda = 3$ pada *software* Hysys 8.4

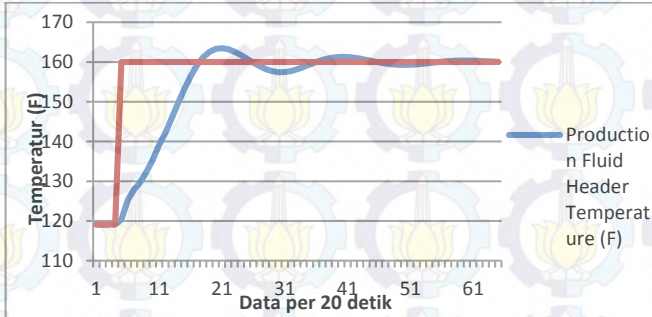
Data proses didapatkan dari *history software* Hysys 8.4 yang diolah ke dalam Microsoft excel sehingga akan didapatkan nilai variabel proses yang telah disimulasikan. Dan jika respon dalam keadaan *steady* dipengaruhi oleh perubahan *disturbances* akan didapatkan respon seperti gambar 4.15 dibawah ini.



Gambar 4.15 Respon sistem terhadap pengaruh perubahan *disturbances* dengan nilai $\lambda = 3$

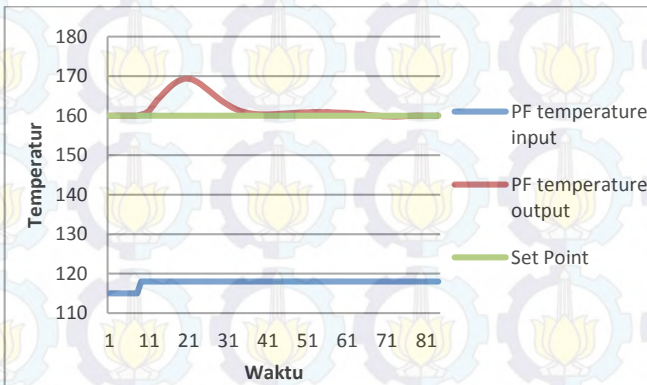
Dari hasil simulasi dengan menggunakan nilai $\lambda \geq 1$ dapat dilihat bahwa dengan nilai λ yang semakin kecil maka akan didapatkan respon yang semakin baik. Untuk membuktikan

pernyataan ini maka dilakukan simulasi dengan nilai $\lambda < 1$. Dengan menggunakan nilai $\lambda=0.8$ maka akan didapatkan nilai $K_c=1.13$, $T_i=1.18$ dan $T_d=0.0287$. Sehingga akan didapatkan grafik respon seperti berikut ini.



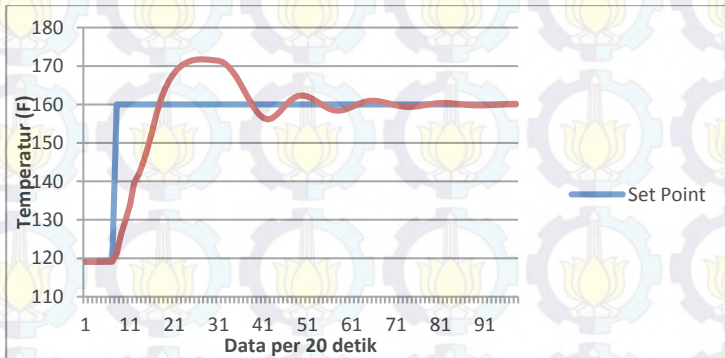
Gambar 4.16 Respon *closed loop* $\lambda = 0.8$ pada software Hysys 8.4

Gambar 4.16 dapat mempresentasikan hasil *tuning* IMC PID dengan nilai $\lambda_{filter}=0.8$. Sedangkan untuk pengaruh perubahan *disturbances* terhadap respon dapat dilihat pada gambar 4.17 dibawah ini.



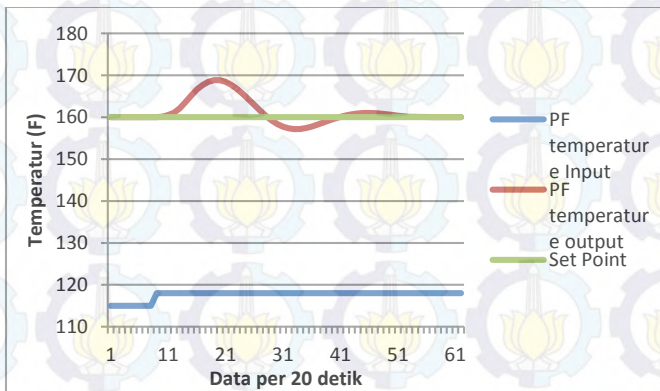
Gambar 4.17 Respon sistem terhadap pengaruh perubahan *disturbances* dengan nilai $\lambda=0.8$

Dan untuk IMC-PID dengan menggunakan nilai $\lambda=0.5$ akan didapatkan nilai $K_c=2.09$, $T_i=1.18$ dan $T_d=0.0278$. Sehingga akan didapatkan grafik respon seperti berikut ini.



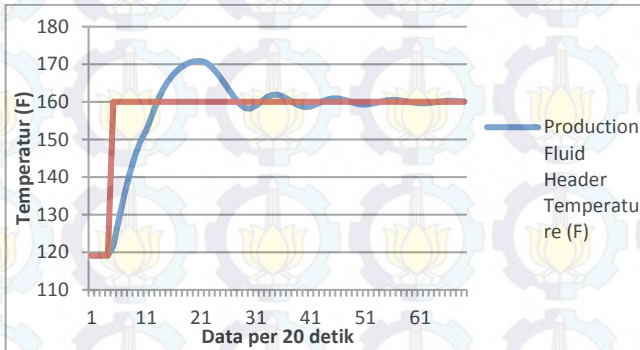
Gambar 4.18 Respon *closed loop* $\lambda = 0.5$ pada software Hysys 8.4

Gambar 4.18 dapat mempresentasikan hasil *tuning* IMC PID dengan nilai $\lambda_{filter}=0.5$. Sedangkan untuk pengaruh perubahan *disturbances* terhadap respon dapat dilihat pada gambar 4.19 dibawah ini.



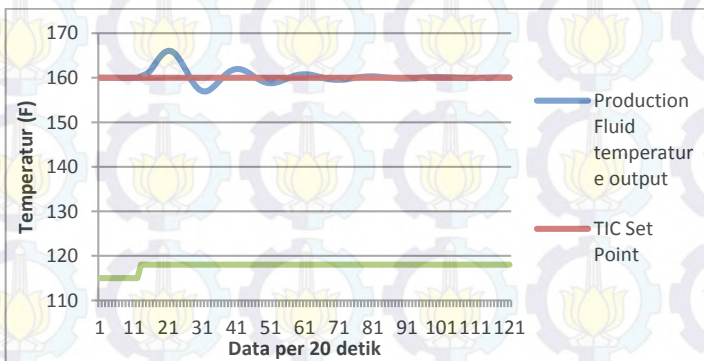
Gambar 4.19 Respon sistem terhadap perubahan *disturbances* dengan nilai $\lambda=0.5$

Untuk simulasi IMC-PID yang terakhir dengan menggunakan nilai $\lambda=0.2$ akan didapatkan nilai $K_c=4.83$, $T_i=1.18$ dan $T_d=0.0278$. Sehingga akan didapatkan grafik respon seperti berikut ini.



Gambar 4.20 Respon *closed loop* $\lambda = 0.2$ pada software Hysys 8.4

Gambar 4.20 dapat mempresentasikan hasil *tuning* IMC PID dengan nilai $\lambda_{filter}=0.2$. Sedangkan untuk pengaruh perubahan *disturbances* terhadap respon dengan nilai $\lambda_{filter}=0.2$ dapat dilihat pada gambar 4.21 dibawah ini.



Gambar 4.21 Respon sistem terhadap pengaruh perubahan *disturbances* dengan nilai $\lambda=0.2$

Dari nilai *lamda filter* yang telah disimulasikan maka akan didapatkan nilai performansi dari *proses control*. Dari hasil *tuning* yang dilakukan *secara real plant* di *software* Hysys 8.4 akan dapat diketahui perbedaan performansi antara nilai *lamda filter* yang diberikan.

Tabel 4.7 Uji performansi respon pada Hysys 8.4

Uji set point				
Lamda	PID	Settling time (second)	IAE	Maximum overshoot (%)
0.2	Kc=4.83	780	279.634	6.8006
	Ti=1.18			
	Td=0.0278			
0.5	Kc=2.09	1120	432.499	7.345781
	Ti=1.18			
	Td=0.025			
0.8	Kc= 1.13	1040	313.484	2.173379
	Ti=1.18			
	Td=0.027			
1	Kc=1.07	900	360.46	2.893
	Ti=1.18			
	Td=0.0278			
2	Kc=0.544	1180	577.589	5.096
	Ti=1.18			
	Td=0.025			
3	Kc= 0.036	1260	668.665	2.819
	Ti=1.18			
	Td=0.027			

Perbedaan antara ketiga hasil tuning dengan memberikan nilai $\lambda=0.2$, $\lambda=0.5$, $\lambda=0.8$, $\lambda=1$, $\lambda=2$ dan $\lambda=3$ akan didapatkan perbedaan berupa *settling time*, *maximum overshoot* dan IAE (*Integral Absolut Error*). Hasil analisa performansi berdasarkan uji perubahan *set point* dan perubahan *disturbances* pada simulasi secara *real plant* di Hysys 8.4 dapat dilihat pada tabel 4.7 dan tabel 4.8.

Tabel 4.8 Uji performansi terhadap perubahan *disturbances*

Uji perubahan <i>disturbances</i>				
Lamda	PID	<i>Settling time</i> (second)	IAE	<i>Maximum overshoot</i> (%)
0.2	Kc=4.83	900	92.56867	3.78744895
	Ti=1.18			
	Td=0.0278			
0.5	Kc=2.09	660	116.5484	5.51632795
	Ti=1.18			
	Td=0.025			
0.8	Kc= 1.13	480	134.9215	5.86122009
	Ti=1.18			
	Td=0.027			
1	Kc=1.07	520	100.3773	3.77976145
	Ti=1.18			
	Td=0.0278			
2	Kc=0.544	640	120.9057	5.5310342
	Ti=1.18			
	Td=0.025			
3	Kc= 0.036	920	124.3303	5.29872009
	Ti=1.18			
	Td=0.027			

Tabel 4.10 menunjukkan hasil dari uji terhadap perubahan *set point*. Dari tabel tersebut dapat diketahui bahwa parameter lamda 1 dengan nilai $K_c=1.07$, $T_i=1.18$ dan $T_d=0.0278$ memiliki respon sistem yang lebih baik dibandingkan dengan tuning PID dengan menggunakan parameter lamda=2 dan lamda=3. Hal ini dapat ditunjukkan melalui nilai *settling time* sebesar 900 second, IAE sebesar 360.46 F dan *maximum overshoot* sebesar 2.893%. semua parameter ini lebih baik dibandingkan dengan nilai lamda=1 dan nilai lamda=2. Sehingga dapat disimpulkan bahwa nilai lamda=1 memiliki respon yang terbaik dibandingkan nilai lamda=2 dan nilai lamda=3.

Sedangkan untuk uji berdasarkan perubahan disturbances dapat dilihat pada tabel 4.11 merupakan hasil dari uji performansi terhadap perubahan *disturbances*. Dengan perubahan temperatur *production fluid* sebesar 3 F, maka akan didapatkan perbandingan performansi sistem kontrol yang terbaik. Dari hasil uji performansi dapat diketahui bahwa parameter PID dengan menggunakan lamda=1 memiliki respon yang terbaik dengan nilai *settling time*=520 second, IAE sebesar 100.3773 dan *maximum overshoot* sebesar 3.7797%.



BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Dari eksperimen yang telah dilakukan maka didapatkan hasil sebagai berikut ini :

1. Pemodelan *heat exchanger* dapat dilakukan dengan pendekatan FOPDT (*First Order Plus Dead Time*) menggunakan *software* Hysys 8.4 dengan cara uji step dan uji perubahan *disturbances*. Validasi model di Hysys 8.4 dilakukan dengan cara validasi data proses, validasi geometri berdasarkan *data sheet* dari *heat exchanger*. Berdasarkan respon sistem sebagai hasil dari simulasi menggunakan Matlab R2013a didapatkan nilai lamda yang terbaik adalah $\lambda=1$ dan sistem IMC-PID dengan nilai *settling time* sebesar 10.53 menit, *maximum overshoot*=0% dan *Integral Absolut Error* sebesar 365.1.
2. Dari hasil simulasi yang telah dilakukan, IMC-PID dengan arsitektur feedforward-feedback merupakan sistem kontrol yang mampu melakukan *tracking set point* serta mengurangi efek *disturbances*. Simulasi dengan menggunakan *software* Hysys 8.4 didapatkan nilai lamda yang terbaik adalah $\lambda=1$ dengan nilai $K_c=1.07$, $T_i=1.18$ dan $T_d=0.0278$. Dari hasil simulasi uji performansi berdasarkan perubahan *set point* didapatkan nilai *settling time* sebesar 900 second, IAE sebesar 360.46 F dan *maximum overshoot* sebesar 2.893%.. Sedangkan berdasarkan perubahan *disturbances* dengan hasil *settling time*=520 second, IAE sebesar 100.3773 dan *maximum overshoot* sebesar 3.7797%.

5.2 Saran

Dari hasil tugas akhir ini dapat diberikan beberapa saran untuk pengembangan penelitian selanjutnya antara lain :

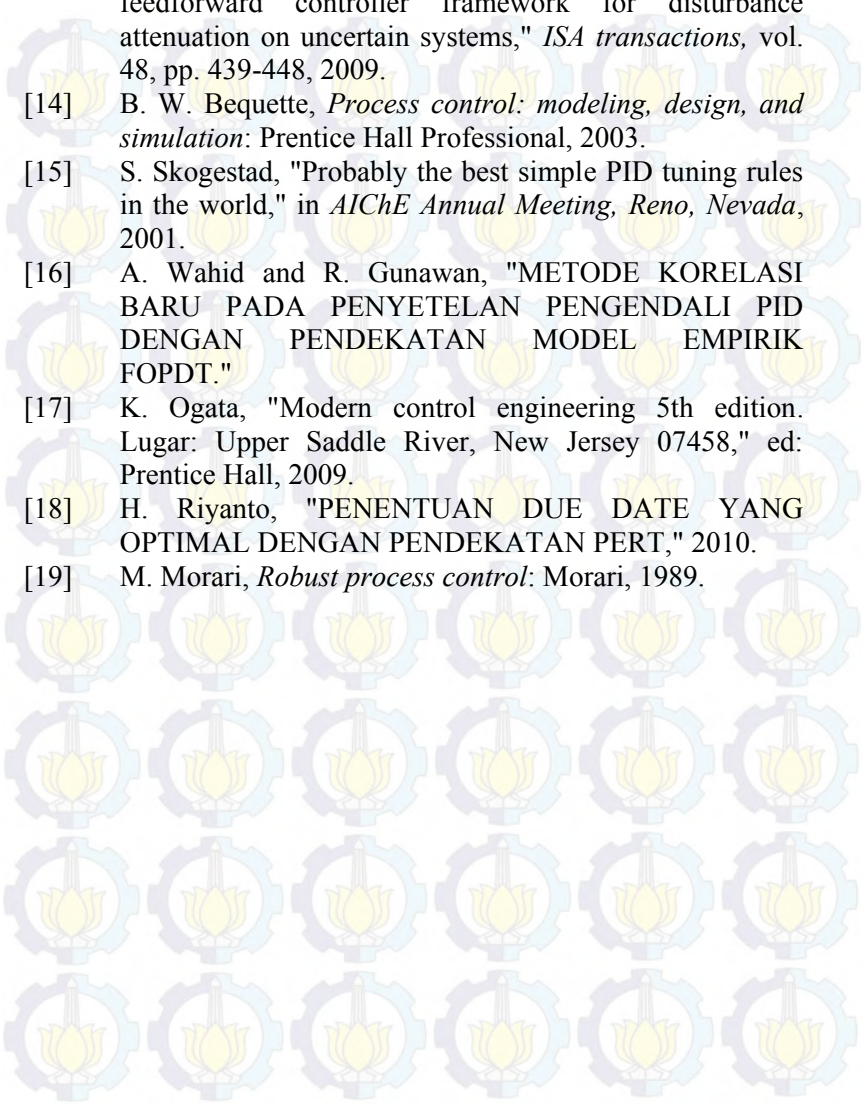
1. Perlu dilakukan pemodelan *heat exchanger* dengan *disturbances* berupa perubahan laju aliran pada

production fluid input. Hal ini dikarenakan laju aliran *production fluid Input* berubah terhadap waktu seiring dengan berkurangnya pasokan *production fluid* dari *well station*.

2. Perlu adanya metode pengendalian lain untuk mengendalikan *temperature* berdasarkan laju aliran *steam* sehingga didapatkan pembandingan metode kontrol mana yang lebih optimal.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] B. Pengkajian and P. Teknologi, "Outlook Energi Indonesia 2013," ed: Jakarta, ([http://www. bppt. go. id/index. php/unduh/Arsip/BPPT-Outlook-Energi-tahun-2012---sekarang/BPPT-Outlook-Energi-Indonesia-2013/](http://www.bppt.go.id/index.php/unduh/Arsip/BPPT-Outlook-Energi-tahun-2012---sekarang/BPPT-Outlook-Energi-Indonesia-2013/), diakses 3 Maret 2014), 2013.
- [2] K. Energi and S. Mineral, "Handbook of Energy and Economic Statistic of Indonesia," *Center for Data and Information on Energy and Mineral Resources. Ministry Energy and Mineral Resources, Jakarta*, 2009.
- [3] E. S. S. Arulselvi, "Design and Simulation of Conventional and Intelligent Controllers for Temperature Control Of Shell and Tube Heat Exchanger System."
- [4] T. Kuppam, *Heat exchanger design handbook* vol. 126: Marcel Dekker New York, 2000.
- [5] D. Kothari and P. Subbarao, "Power Generation," in *Springer Handbook of Mechanical Engineering*, ed: Springer, 2009, pp. 1361-1419.
- [6] F. P. Incropera, *Fundamentals of heat and mass transfer*: John Wiley & Sons, 2011.
- [7] T. M. Sitompul, "Alat Penukar Kalor," ed: Raja Grafindo Persada, Jakarta, 1993.
- [8] G. Stephanopoulos, *Chemical process control*: Prentice Hall PTR, 2003.
- [9] D. Seborg, T. F. Edgar, and D. Mellichamp, *Process dynamics & control*: John Wiley & Sons, 2006.
- [10] S. Padhee, Y. B. Khare, and Y. Singh, "Internal model based PID control of shell and tube heat exchanger system," in *Students' Technology Symposium (TechSym), 2011 IEEE*, 2011, pp. 297-302.
- [11] S. PADHEE, "Controller Design for Temperature Control of Heat Exchanger System: Simulation Studies."
- [12] J. Guzmán, T. Hägglund, M. Veronesi, and A. Visioli, "Performance indices for feedforward control," *Journal of Process Control*, vol. 26, pp. 26-34, 2015.

- 
- [13] R. Vilanova, O. Arrieta, and P. Ponsa, "IMC based feedforward controller framework for disturbance attenuation on uncertain systems," *ISA transactions*, vol. 48, pp. 439-448, 2009.
- [14] B. W. Bequette, *Process control: modeling, design, and simulation*: Prentice Hall Professional, 2003.
- [15] S. Skogestad, "Probably the best simple PID tuning rules in the world," in *AIChE Annual Meeting, Reno, Nevada*, 2001.
- [16] A. Wahid and R. Gunawan, "METODE KORELASI BARU PADA PENYETELAN PENGENDALI PID DENGAN PENDEKATAN MODEL EMPIRIK FOPDT."
- [17] K. Ogata, "Modern control engineering 5th edition. Lugar: Upper Saddle River, New Jersey 07458," ed: Prentice Hall, 2009.
- [18] H. Riyanto, "PENENTUAN DUE DATE YANG OPTIMAL DENGAN PENDEKATAN PERT," 2010.
- [19] M. Morari, *Robust process control*: Morari, 1989.

Lampiran 1

Tabel IMC-PID

Table 7.2 PID Tuning Parameters for First-Order + Time Delay Processes						
Controller	k_c	τ_I	τ_D	τ_F	Notes	
PID	$\frac{\theta}{k_p(\tau_p+\frac{\lambda}{2})}$	$\frac{\theta}{\tau_p+\frac{\lambda}{2}}$	$\frac{\tau_p\theta}{2\tau_p+\theta}$	$\frac{\theta\lambda}{2(\theta+\lambda)}$	(1)	
PID	$\frac{\theta}{k_p(\lambda+\frac{\tau_p}{2})}$	$\frac{\theta}{\tau_p+\frac{\lambda}{2}}$	$\frac{\tau_p\theta}{2\tau_p+\theta}$	—	(2)	
PI	$\frac{\tau_p}{k_p\lambda}$	τ_p	—	—	(3)	
Improved PI	$\frac{\theta}{k_p\lambda}\frac{\tau_p+\frac{\lambda}{2}}{\tau_p}$	$\frac{\theta}{\tau_p+\frac{\lambda}{2}}$	—	—	(4)	

Lampiran 9

Hasil simulasi IMC-PID menggunakan software Hysys 8.4

1. Simulasi IMC-PID dengan nilai lamda 0.2

time	Production Fluid Header Temperature (F)	Set Point	Pruduction Fluid header temperature input
20	119.0947945	119.0912	115
40	119.116954	119.1091	115
60	119.1427263	119.1276	115
80	119.1339175	119.1232	115
100	121.7577815	160	115
120	128.604049	160	115
140	135.2269733	160	115
160	141.0348639	160	115
180	145.8733618	160	115
200	149.6703223	160	115
220	152.408787	160	115
240	156.2804034	160	115
260	160.0792421	160	115
280	163.1214452	160	115
300	165.5159751	160	115
320	167.3752371	160	115
340	168.792904	160	115
360	169.8267524	160	115
380	170.4908314	160	115
400	170.8022108	160	115

420	170.8809972	160	115
440	170.4101699	160	115
460	169.148369	160	115
480	167.5038982	160	115
500	165.4896074	160	115
520	163.4202344	160	115
540	161.321568	160	115
560	159.5031538	160	115
580	158.3543017	160	115
600	158.1849036	160	115
620	158.927979	160	115
640	160.1163815	160	115
660	161.2028862	160	115
680	161.8248453	160	115
700	161.861894	160	115
720	161.3827618	160	115
740	160.5742197	160	115
760	159.6782755	160	115
780	158.9493084	160	115
800	158.6112168	160	115
820	158.7648383	160	115
840	159.3142479	160	115
860	160.0140448	160	115
880	160.6031495	160	115
900	160.9098211	160	115
920	160.8839559	160	115
940	160.579655	160	115
960	160.1201557	160	115
980	159.6587292	160	115

1000	159.341461	160	115
1020	159.264191	160	115
1040	159.4346928	160	115
1060	159.7692567	160	115
1080	160.1342171	160	115
1100	160.4052265	160	115
1120	160.5086538	160	115
1140	160.4347394	160	115
1160	160.2283431	160	115
1180	159.9682393	160	115
1200	159.7420039	160	115
1220	159.6201957	160	115
1240	159.6339076	160	115
1260	159.765322	160	115
1280	159.9573847	160	115
1300	160.1394289	160	115
1320	160.2533405	160	115
1340	160.2711296	160	115
1360	160.1988728	160	115
1380	160.0699194	160	115
1400	160.0180496	160	115
1420	160.0077974	160	115
1440	159.9981167	160	115
1460	159.9895388	160	115
1480	159.9822572	160	115
1500	159.9765823	160	115
1520	159.972653	160	115
1540	159.9704014	160	115
1560	159.969885	160	115

1580	159.9708382	160	115
1600	159.9731474	160	115
1620	159.9765813	160	115
1640	160.3320109	160	118
1660	160.6620398	160	118
1680	160.971692	160	118
1700	161.8212129	160	118
1720	162.9336209	160	118
1740	164.0776049	160	118
1760	165.0626923	160	118
1780	165.752061	160	118
1800	166.0599183	160	118
1820	165.9459363	160	118
1840	165.4119227	160	118
1860	164.5022798	160	118
1880	163.3048901	160	118
1900	161.9430052	160	118
1920	160.5504632	160	118
1940	159.2541618	160	118
1960	158.1685225	160	118
1980	157.386015	160	118
2000	156.9632414	160	118
2020	156.9121553	160	118
2040	157.2001195	160	118
2060	157.7588112	160	118
2080	158.4980988	160	118
2100	159.3202722	160	118
2120	160.132022	160	118
2140	160.8536286	160	118

2160	161.4242205	160	118
2180	161.8040391	160	118
2200	161.9748076	160	118
2220	161.9389087	160	118
2240	161.7175317	160	118
2260	161.3475548	160	118
2280	160.8773931	160	118
2300	160.3615305	160	118
2320	159.8550688	160	118
2340	159.4082868	160	118
2360	159.0616867	160	118
2380	158.8422554	160	118
2400	158.7615523	160	118
2420	158.815255	160	118
2440	158.9853128	160	118
2460	159.2431108	160	118
2480	159.5538902	160	118
2500	159.8812573	160	118
2520	160.190874	160	118
2540	160.4538564	160	118
2560	160.6489216	160	118
2580	160.763181	160	118
2600	160.7930107	160	118
2620	160.7430237	160	118
2640	160.6250862	160	118
2660	160.4568035	160	118
2680	160.2591564	160	118
2700	160.0543611	160	118
2720	159.8633878	160	118

2740	159.7042289	160	118
2760	159.590147	160	118
2780	159.5286231	160	118
2800	159.521124	160	118
2820	159.5634959	160	118
2840	159.6469233	160	118
2860	159.75924	160	118
2880	159.8865483	160	118
2900	160.0147032	160	118
2920	160.1309199	160	118
2940	160.2247964	160	118
2960	160.2890806	160	118
2980	160.3201061	160	118
3000	160.3179349	160	118
3020	160.285559	160	118
3040	160.2289797	160	118
3060	160.1559022	160	118
3080	160.0750549	160	118
3100	159.9951892	160	118
3120	159.924068	160	118
3140	159.8681147	160	118
3160	159.8315225	160	118
3180	159.8162415	160	118
3200	159.8217822	160	118
3220	159.8458294	160	118
3240	159.8843245	160	118
3260	159.9320467	160	118
3280	159.9834082	160	118
3300	160.0330251	160	118

3320	160.0761557	160	118
3340	160.109066	160	118
3360	160.1294251	160	118
3380	160.1362809	160	118
3400	160.1302915	160	118
3420	160.1131042	160	118
3440	160.0874149	160	118
3460	160.0565691	160	118
3480	160.0240813	160	118
3500	159.9932517	160	118
3520	159.9670961	160	118
3540	159.9478442	160	118
3560	159.9365955	160	118
3580	159.9339177	160	118
3600	159.9392962	160	118
3620	159.9514433	160	118
3640	159.9684894	160	118
3660	159.9883991	160	118
3680	160.0088512	160	118
3700	160.0278051	160	118
3720	160.0436115	160	118
3740	160.0548235	160	118
3760	160.0607781	160	118
3780	160.0614363	160	118
3800	160.05722	160	118

2. Simulasi IMC-PID dengan nilai lamda 0.5

time	Set Point	Production Fluid Header Temperature output (F)	Production Fluid Header Temperature input (F)
20	160	121.2475871	115
40	160	126.2145691	115
60	160	129.9592334	115
80	160	133.8501312	115
100	160	139.8117751	115
120	160	141.8761484	115
140	160	144.9880081	115
160	160	148.8432615	115
180	160	152.9451552	115
200	160	157.7182326	115
220	160	161.4632753	115
240	160	164.3552982	115
260	160	166.5652437	115
280	160	168.239535	115
300	160	169.4899142	115
320	160	170.4019963	115
340	160	171.0395524	115
360	160	171.4509549	115
380	160	171.6758666	115
400	160	171.7532496	115
420	160	171.7242061	115
440	160	171.6306979	115
460	160	171.5093109	115

480	160	171.386479	115
500	160	170.9450115	115
520	160	170.0741114	115
540	160	168.76845	115
560	160	167.1163682	115
580	160	165.1958272	115
600	160	163.0738886	115
620	160	160.9850536	115
640	160	159.0935965	115
660	160	157.5497218	115
680	160	156.5125072	115
700	160	156.1120561	115
720	160	156.3830782	115
740	160	157.2257899	115
760	160	158.4271302	115
780	160	159.7282118	115
800	160	160.8951592	115
820	160	161.7634018	115
840	160	162.2501499	115
860	160	162.3448946	115
880	160	162.0913462	115
900	160	161.5691548	115
920	160	160.8782583	115
940	160	160.1260263	115
960	160	159.4175699	115
980	160	158.8472996	115
1000	160	158.4883563	115
1020	160	158.381067	115
1040	160	158.5239318	115

1060	160	158.872802	115
1080	160	159.3516683	115
1100	160	159.8703326	115
1120	160	160.343453	115
1140	160	160.7052408	115
1160	160	160.9167069	115
1180	160	160.9667468	115
1200	160	160.8687422	115
1220	160	160.6541284	115
1240	160	160.3663622	115
1260	160	160.0538101	115
1280	160	159.7633894	115
1300	160	159.535028	115
1320	160	159.3966538	115
1340	160	159.3606783	115
1360	160	159.4230076	115
1380	160	159.564383	115
1400	160	159.7550534	115
1420	160	159.9607268	115
1440	160	160.148701	115
1460	160	160.292847	115
1480	160	160.3770947	115
1500	160	160.3960043	115
1520	160	160.354406	115
1540	160	160.2651029	115
1560	160	160.1462745	115
1580	160	160.018359	115
1600	160	159.9008219	115
1620	160	159.8098997	115

1640	160	159.7562702	115
1660	160	159.7441027	115
1680	160	159.7710823	115
1700	160	159.8290486	115
1720	160	159.9060547	115
1740	160	159.9885834	115
1760	160	160.06377	115
1780	160	160.1211313	115
1800	160	160.154327	115
1820	160	160.1610503	115
1840	160	160.00012	115
1860	160	160.0002225	115
1880	160	160.0001571	115
1900	160	160.0002058	115
1920	160	160.0000998	115
1940	160	160.0001189	115
1960	160	159.9999928	115
1980	160	159.9999997	115
2000	160	159.9998682	118
2020	160	160.1113963	118
2040	160	160.5008389	118
2060	160	161.041891	118
2080	160	162.0667855	118
2100	160	163.5454463	118
2120	160	165.139387	118
2140	160	166.5998179	118
2160	160	167.6984118	118
2180	160	168.4524307	118
2200	160	168.8261247	118

2220	160	168.8115151	118
2240	160	168.4292077	118
2260	160	167.720602	118
2280	160	166.7418891	118
2300	160	165.5609979	118
2320	160	164.2531557	118
2340	160	162.8966409	118
2360	160	161.5678553	118
2380	160	160.3351467	118
2400	160	159.2569466	118
2420	160	158.3777738	118
2440	160	157.7266067	118
2460	160	157.3155773	118
2480	160	157.1390995	118
2500	160	157.1760394	118
2520	160	157.3929437	118
2540	160	157.7477485	118
2560	160	158.1954106	118
2580	160	158.6909557	118
2600	160	159.1940878	118
2620	160	159.6703396	118
2640	160	160.0931247	118
2660	160	160.4436801	118
2680	160	160.7111509	118
2700	160	160.8917115	118
2720	160	160.9873788	118
2740	160	161.0051947	118
2760	160	160.9560151	118
2780	160	160.852681	118

2800	160	160.7097278	118
2820	160	160.5417766	118
2840	160	160.3630415	118
2860	160	160.1860927	118
2880	160	160.0982623	118
2900	160	160.08827	118
2920	160	160.03287	118
2940	160	160.0327	118
2960	160	160.01238	118
2980	160	160.00342	118
3000	160	160.00172	118
3020	160	160.001238	118
3040	160	160.00137	118
3060	160	160.0012245	118

3. Simulasi IMC-PID dengan nilai lamda 0.8

time	Production Fluid Header Temperature output (F)	Production Fluid Header Temperature input (F)	Set point
20	119.0947945	115	160
40	119.116954	115	160
60	119.1427263	115	160
80	119.1339175	115	160
100	120.3345735	115	160
120	125.305315	115	160
140	127.8552785	115	160
160	129.7447922	115	160

180	132.3795527	115	160
200	135.434812	115	160
220	139.1670812	115	160
240	142.2250068	115	160
260	145.8428697	115	160
280	149.5480271	115	160
300	153.1465751	115	160
320	156.3924211	115	160
340	159.0978285	115	160
360	161.1560704	115	160
380	162.5406739	115	160
400	163.2882019	115	160
420	163.4774064	115	160
440	163.2103926	115	160
460	162.6003811	115	160
480	161.7622283	115	160
500	160.8067782	115	160
520	159.8368578	115	160
540	158.9451179	115	160
560	158.2114407	115	160
580	157.6981548	115	160
600	157.4441079	115	160
620	157.4587187	115	160
640	157.7200301	115	160
660	158.1776988	115	160
680	158.7619664	115	160
700	159.395646	115	160
720	160.0055405	115	160
740	160.5313118	115	160

760	160.9312208	115	160
780	161.1829219	115	160
800	161.2824847	115	160
820	161.241136	115	160
840	161.0816237	115	160
860	160.8343853	115	160
880	160.5335533	115	160
900	160.2139573	115	160
920	159.9082375	115	160
940	159.6443272	115	160
960	159.443569	115	160
980	159.3192395	115	160
1000	159.2758142	115	160
1020	159.3090621	115	160
1040	159.4072421	115	160
1060	159.5530324	115	160
1080	159.7261545	115	160
1100	159.9057034	115	160
1120	160.0728383	115	160
1140	160.2121083	115	160
1160	160.3132095	115	160
1180	160.3706831	115	160
1200	160.3843437	115	160
1220	160.3582031	115	160
1240	160.2996399	115	160
1260	160.218214	115	160
1280	160.1246316	115	160
1300	160.0294728	115	160
1320	160.0000874	115	160

1340	159.9997428	115	160
1360	160.0000375	115	160
1380	159.9996985	115	160
1400	160.0000008	115	160
1420	160.0000008	115	160
1440	159.9996687	115	160
1460	159.9999771	115	160
1480	160.2443769	118	160
1500	160.5347346	118	160
1520	161.2347849	118	160
1540	162.5464253	118	160
1560	163.9076648	118	160
1580	164.9399637	118	160
1600	166.0149427	118	160
1620	167.0169444	118	160
1640	167.8793047	118	160
1660	168.5683607	118	160
1680	169.0731405	118	160
1700	169.3779521	118	160
1720	169.3746685	118	160
1740	169.0934166	118	160
1760	168.6006455	118	160
1780	167.9550601	118	160
1800	167.208078	118	160
1820	166.4050546	118	160
1840	165.5832956	118	160
1860	164.7740327	118	160
1880	164.0034449	118	160
1900	163.2893298	118	160

1920	162.6457277	118	160
1940	162.0824134	118	160
1960	161.6030722	118	160
1980	161.2090579	118	160
2000	160.8960012	118	160
2020	160.6587306	118	160
2040	160.4897381	118	160
2060	160.3802041	118	160
2080	160.3203788	118	160
2100	160.3011646	118	160
2120	160.3121767	118	160
2140	160.347115	118	160
2160	160.3978654	118	160
2180	160.4581859	118	160
2200	160.5228207	118	160
2220	160.5879651	118	160
2240	160.6498519	118	160
2260	160.707617	118	160
2280	160.7593587	118	160
2300	160.8034676	118	160
2320	160.8406264	118	160
2340	160.8715133	118	160
2360	160.8952844	118	160
2380	160.9137799	118	160
2400	160.8641193	118	160
2420	160.9352036	118	160
2440	160.82323	118	160
2460	160.79543	118	160
2480	160.7323478	118	160

2500	160.7223462	118	160
2520	160.69834	118	160
2540	160.5884235	118	160
2560	160.5201247	118	160
2580	160.4724722	118	160
2600	160.4546908	118	160
2620	160.1381078	118	160
2640	160.107886	118	160
2660	160.0072512	118	160
2680	159.9829203	118	160
2700	159.8225471	118	160
2720	159.8275425	118	160
2740	159.7942501	118	160
2760	159.7425007	118	160
2780	159.7825007	118	160
2800	159.8225007	118	160
2820	159.8970071	118	160
2840	159.9277425	118	160
2860	159.975425	118	160
2880	160.0007743	118	160
2900	160.0007425	118	160
2920	160.0007425	118	160
2940	160.000725	118	160
2960	160.0007007	118	160
2980	160.0007743	118	160

4. Simulasi IMC-PID dengan nilai lamda 1

Waktu	Production Fluid Header Temperature output (F)	Set Point	Production Fluid Header Temperature input (F)
20	120.5040215	160	115
40	124.9277372	160	115
60	127.0587316	160	115
80	128.2791148	160	115
100	130.0818694	160	115
120	132.4632308	160	115
140	135.3206926	160	115
160	138.6401758	160	115
180	142.3265164	160	115
200	146.3731323	160	115
220	150.4704739	160	115
240	154.3337076	160	115
260	157.6921047	160	115
280	160.4169599	160	115
300	162.4434816	160	115
320	163.7784925	160	115
340	164.4784518	160	115
360	164.6297995	160	115
380	164.332814	160	115
400	163.693026	160	115
420	162.8135686	160	115
440	161.7925013	160	115
460	160.7204435	160	115

480	159.6791546	160	115
500	158.7414536	160	115
520	157.9691048	160	115
540	157.4103888	160	115
560	157.095945	160	115
580	157.0349531	160	115
600	157.2132002	160	115
620	157.5947079	160	115
640	158.1264358	160	115
660	158.7460034	160	115
680	159.3900423	160	115
700	160.0007045	160	115
720	160.531438	160	115
740	160.9493419	160	115
760	161.2359705	160	115
780	161.3864164	160	115
800	161.4072653	160	115
820	161.3136922	160	115
840	161.1274529	160	115
860	160.87399	160	115
880	160.5805001	160	115
900	160.2738112	160	115
920	159.978662	160	115
940	159.7165835	160	115
960	159.5043736	160	115
980	159.3536224	160	115
1000	159.2698856	160	115
1020	159.2529517	160	115
1040	159.2971824	160	115

1060	159.3923114	160	115
1080	159.5250243	160	115
1100	159.6803666	160	115
1120	159.8431363	160	115
1140	159.9992545	160	115
1160	160.1369649	160	115
1180	160.2474338	160	115
1200	160.3251152	160	115
1220	160.3677428	160	115
1240	160.3761551	160	115
1260	160.353754	160	115
1280	160.3058875	160	115
1300	160.2393285	160	115
1320	160.1614323	160	115
1340	160.0795722	160	115
1360	160.0006269	160	115
1380	159.9304874	160	115
1400	159.8736867	160	115
1420	159.8332237	160	115
1440	159.8105596	160	115
1460	159.8054159	160	115
1480	159.8162883	160	115
1500	159.8405488	160	115
1520	159.8747046	160	115
1540	159.9148768	160	115
1560	159.9571962	160	115
1580	159.9980776	160	115
1600	160.032072	160	115
1620	160.0180496	160	115

1640	160.0077974	160	115
1660	159.9981167	160	115
1680	159.9895388	160	115
1700	159.9822572	160	115
1720	159.9765823	160	115
1740	159.972653	160	115
1760	159.9704014	160	115
1780	159.969885	160	115
1800	159.9708382	160	115
1820	159.9731474	160	115
1840	159.9765813	160	115
1860	160.3320109	160	118
1880	160.6497398	160	118
1900	160.959392	160	118
1920	161.8089129	160	118
1940	162.9213209	160	118
1960	164.0653049	160	118
1980	165.0503923	160	118
2000	165.739761	160	118
2020	166.0476183	160	118
2040	165.9336363	160	118
2060	165.3996227	160	118
2080	164.4899798	160	118
2100	163.2925901	160	118
2120	161.9307052	160	118
2140	160.5381632	160	118
2160	159.2418618	160	118
2180	158.1562225	160	118
2200	157.373715	160	118

2220	156.9509414	160	118
2240	156.8998553	160	118
2260	157.1878195	160	118
2280	157.7465112	160	118
2300	158.4857988	160	118
2320	159.3079722	160	118
2340	160.119722	160	118
2360	160.8413286	160	118
2380	161.4119205	160	118
2400	161.7917391	160	118
2420	161.9625076	160	118
2440	161.9266087	160	118
2460	161.7052317	160	118
2480	161.3352548	160	118
2500	160.8650931	160	118
2520	160.3492305	160	118
2540	159.8427688	160	118
2560	159.3959868	160	118
2580	159.0493867	160	118
2600	158.8299554	160	118
2620	158.7492523	160	118
2640	158.802955	160	118
2660	158.9730128	160	118
2680	159.2308108	160	118
2700	159.5415902	160	118
2720	159.8689573	160	118
2740	160.178574	160	118
2760	160.4415564	160	118
2780	160.6366216	160	118

2800	160.750881	160	118
2820	160.7807107	160	118
2840	160.7307237	160	118
2860	160.6127862	160	118
2880	160.4445035	160	118
2900	160.2468564	160	118
2920	160.0420611	160	118
2940	159.8510878	160	118
2960	159.6919289	160	118
2980	159.577847	160	118
3000	159.5163231	160	118
3020	159.508824	160	118
3040	159.5511959	160	118
3060	159.6346233	160	118
3080	159.74694	160	118
3100	159.8742483	160	118
3120	160.0024032	160	118
3140	160.1186199	160	118
3160	160.2124964	160	118
3180	160.2767806	160	118
3200	160.3078061	160	118
3220	160.3056349	160	118
3240	160.273259	160	118
3260	160.2166797	160	118
3280	160.1436022	160	118
3300	160.0627549	160	118
3320	159.9828892	160	118
3340	159.911768	160	118
3360	159.8558147	160	118

3380	159.8192225	160	118
3400	159.8039415	160	118
3420	159.8094822	160	118
3440	159.8335294	160	118
3460	159.8720245	160	118
3480	159.9197467	160	118
3500	159.9711082	160	118
3520	160.0207251	160	118
3540	160.0638557	160	118
3560	160.096766	160	118
3580	160.1171251	160	118
3600	160.1239809	160	118
3620	160.1179915	160	118
3640	160.1008042	160	118
3660	160.0751149	160	118
3680	160.0442691	160	118
3700	160.0117813	160	118
3720	159.9809517	160	118
3740	159.9547961	160	118
3760	159.9355442	160	118
3780	159.9242955	160	118
3800	159.9216177	160	118
3820	159.9269962	160	118
3840	159.9391433	160	118
3860	159.9561894	160	118
3880	159.9760991	160	118
3900	159.9965512	160	118
3920	160.0155051	160	118
3940	160.0313115	160	118

3960	160.0425235	160	118
3980	160.0484781	160	118
4000	160.0491363	160	118
4020	160.04492	160	118

5. Simulasi IMC-PID dengan nilai lamda 2

Waktu	Production Fluid Header Temperature output (F)	Set Point	Production Fluid Header Temperature input (F)
20	119.049416	119.0494	115
40	119.0521403	119.0521	115
60	119.0439834	119.044	115
80	120.3601736	160	115
100	125.4729512	160	115
120	128.0069904	160	115
140	128.4067456	160	115
160	127.8482692	160	115
180	126.9387795	160	115
200	126.0087443	160	115
220	125.3175944	160	115
240	125.7120418	160	115
260	127.5468218	160	115
280	130.7091191	160	115
300	134.8916983	160	115
320	139.683066	160	115
340	144.6629548	160	115
360	149.4733091	160	115

380	154.2647699	160	115
400	158.3980105	160	115
420	161.6547576	160	115
440	164.1315916	160	115
460	165.9568811	160	115
480	167.1915903	160	115
500	167.8998164	160	115
520	168.1544745	160	115
540	168.029947	160	115
560	167.5974728	160	115
580	166.9236867	160	115
600	166.0691907	160	115
620	165.0887154	160	115
640	164.0313309	160	115
660	162.9410336	160	115
680	161.856764	160	115
700	160.813371	160	115
720	159.8414465	160	115
740	158.9673697	160	115
760	158.2131895	160	115
780	157.5961703	160	115
800	157.1280293	160	115
820	156.8145309	160	115
840	156.655106	160	115
860	156.6425851	160	115
880	156.7640477	160	115
900	157.0014297	160	115
920	157.3327756	160	115
940	157.7338794	160	115

960	158.1798841	160	115
980	158.6465576	160	115
1000	159.1116586	160	115
1020	159.5557564	160	115
1040	159.9630306	160	115
1060	160.3210963	160	115
1080	160.6218345	160	115
1100	160.8601831	160	115
1120	161.0345351	160	115
1140	161.1461966	160	115
1160	161.1986703	160	115
1180	161.1973241	160	115
1200	161.1487519	160	115
1220	161.0606881	160	115
1240	160.9412722	160	115
1260	160.7987243	160	115
1280	160.6413408	160	115
1300	160.4767984	160	115
1320	160.3122133	160	115
1340	160.1539189	160	115
1360	160.0073376	160	115
1380	159.8768107	160	115
1400	159.7656795	160	115
1420	159.6761363	160	115
1440	159.6092561	160	115
1460	159.5652595	160	115
1480	159.54329	160	115
1500	159.5417947	160	115
1520	159.5585762	160	115

1540	159.590867	160	115
1560	159.6355985	160	115
1580	159.6896701	160	115
1600	159.7497882	160	115
1620	159.8128746	160	115
1640	159.8760562	160	115
1660	159.9368114	160	115
1680	159.9930316	160	115
1700	160.0430043	160	115
1720	160.0798974	160	115
1740	160.107746	160	115
1760	160.1328984	160	115
1780	160.1474	160	115
1800	160.1603124	160	115
1820	160.1661471	160	115
1840	160.1642376	160	115
1860	160.1558013	160	115
1880	160.1418838	160	115
1900	160.1238037	160	115
1920	160.1028569	160	115
1940	160.0801369	160	115
1960	160.0568371	160	115
1980	160.033871	160	115
2000	160.012194	160	115
2020	159.9925098	160	115
2040	159.9753488	160	115
2060	159.9611459	160	115
2080	159.950089	160	115
2100	159.9421833	160	115

2120	159.9374776	160	115
2140	159.9357789	160	115
2160	159.9368513	160	115
2180	159.9402998	160	115
2200	159.9456369	160	115
2220	159.9525435	160	115
2240	159.9605388	160	115
2260	159.9691954	160	115
2280	159.9780271	160	115
2300	159.9867453	160	115
2320	159.9949462	160	115
2340	160.0024431	160	115
2360	160.0089462	160	115
2380	160.014337	160	115
2400	160.0185772	160	115
2420	160.0215762	160	115
2440	160.0234063	160	115
2460	160.0240827	160	115
2480	160.0237552	160	115
2500	160.0225054	160	115
2520	160.0204744	160	115
2540	160.0179184	160	115
2560	160.0149066	160	115
2580	160.0116978	160	115
2600	160.0084091	160	115
2620	160.0051357	160	115
2640	160.0020514	160	115
2660	159.9992122	160	115
2680	159.9967479	160	115

2700	159.9947205	160	115
2720	159.9999928	160	115
2740	159.9999997	160	115
2760	159.9998682	160	115
2780	160.2349263	160	118
2800	160.7243689	160	118
2820	161.065421	160	118
2840	162.0903155	160	118
2860	163.5689763	160	118
2880	165.162917	160	118
2900	166.6233479	160	118
2920	167.7219418	160	118
2940	168.4759607	160	118
2960	168.8496547	160	118
2980	168.8350451	160	118
3000	168.4527377	160	118
3020	167.744132	160	118
3040	166.7654191	160	118
3060	165.5845279	160	118
3080	164.2766857	160	118
3100	162.9201709	160	118
3120	161.5913853	160	118
3140	160.3586767	160	118
3160	159.2804766	160	118
3180	158.4013038	160	118
3200	157.7501367	160	118
3220	157.3391073	160	118
3240	157.1626295	160	118
3260	157.1995694	160	118

3280	157.4164737	160	118
3300	157.7712785	160	118
3320	158.2189406	160	118
3340	158.7144857	160	118
3360	159.2176178	160	118
3380	159.6938696	160	118
3400	160.1166547	160	118
3420	160.4672101	160	118
3440	160.7346809	160	118
3460	160.9152415	160	118
3480	161.0109088	160	118
3500	161.0287247	160	118
3520	160.9795451	160	118
3540	160.876211	160	118
3560	160.7332578	160	118
3580	160.5653066	160	118
3600	160.3865715	160	118
3620	160.2096227	160	118
3640	160.0452737	160	118
3660	159.902201	160	118
3680	159.7862896	160	118
3700	159.7008334	160	118
3720	159.6470021	160	118
3740	159.6234639	160	118
3760	159.6272786	160	118
3780	159.6542562	160	118
3800	159.6992462	160	118
3820	159.7566383	160	118
3840	159.8209894	160	118

3860	159.8870165	160	118
3880	159.9504203	160	118
3900	160.0074634	160	118
3920	160.0556376	160	118
3940	160.0931086	160	118
3960	160.1190794	160	118
3980	160.1336266	160	118
4000	160.1375287	160	118
4020	160.1322274	160	118
4040	160.1193897	160	118
4060	160.1008229	160	118
4080	160.0786349	160	118
4100	160.0548056	160	118
4120	160.0310841	160	118
4140	160.0088147	160	118
4160	159.9893412	160	118
4180	159.9734387	160	118

6. Simulasi IMC-PID dengan nilai lamda 3

waktu	Production Fluid Header Output temperature	TIC-Set Point	Production Fluid Header Input temperature
20	119.0627196	119.06272	115
40	119.0621265	119.062126	115
60	119.0499772	119.049977	115
80	119.0522742	160	115
100	120.8755597	160	115

120	123.2682313	160	115
140	124.2438065	160	115
160	124.6286168	160	115
180	124.7166972	160	115
200	124.6606593	160	115
220	124.5552865	160	115
240	124.5010938	160	115
260	124.7202361	160	115
280	125.616901	160	115
300	127.2879227	160	115
320	129.6446587	160	115
340	132.5314144	160	115
360	135.7706886	160	115
380	139.1900721	160	115
400	142.6371798	160	115
420	145.9867036	160	115
440	149.1426553	160	115
460	152.0371703	160	115
480	154.6258514	160	115
500	156.8892129	160	115
520	158.822521	160	115
540	160.4332085	160	115
560	161.7372251	160	115
580	162.7564037	160	115
600	163.5159665	160	115
620	164.0432309	160	115
640	164.3658221	160	115
660	164.5106214	160	115
680	164.5038007	160	115

700	164.3699046	160	115
720	164.1321132	160	115
740	163.8117678	160	115
760	163.4284792	160	115
780	163.0003165	160	115
800	162.5438724	160	115
820	162.0739235	160	115
840	161.6037893	160	115
860	161.1451046	160	115
880	160.7080573	160	115
900	160.3011859	160	115
920	159.9315351	160	115
940	159.6045502	160	115
960	159.324123	160	115
980	159.0926866	160	115
1000	158.9110163	160	115
1020	158.7786146	160	115
1040	158.693803	160	115
1060	158.6535773	160	115
1080	158.6541814	160	115
1100	158.6910591	160	115
1120	158.7590258	160	115
1140	158.8526813	160	115
1160	158.9665128	160	115
1180	159.0949524	160	115
1200	159.2327273	160	115
1220	159.3748636	160	115
1240	159.5169542	160	115
1260	159.6549992	160	115

1280	159.7857587	160	115
1300	159.9064974	160	115
1320	160.0150844	160	115
1340	160.1101015	160	115
1360	160.1905982	160	115
1380	160.2503548	160	115
1400	160.2900134	160	115
1420	160.3224335	160	115
1440	160.3512313	160	115
1460	160.3662391	160	115
1480	160.3689816	160	115
1500	160.3611364	160	115
1520	160.3441302	160	115
1540	160.319701	160	115
1560	160.2893694	160	115
1580	160.2547933	160	115
1600	160.2173732	160	115
1620	160.1784787	160	115
1640	160.1393742	160	115
1660	160.1010892	160	115
1680	160.064601	160	115
1700	160.0306864	160	115
1720	159.9999771	160	115
1740	161.3354593	160	118
1760	161.8646634	160	118
1780	161.8223075	160	118
1800	162.1901144	160	118
1820	163.0076648	160	118
1840	164.0399637	160	118

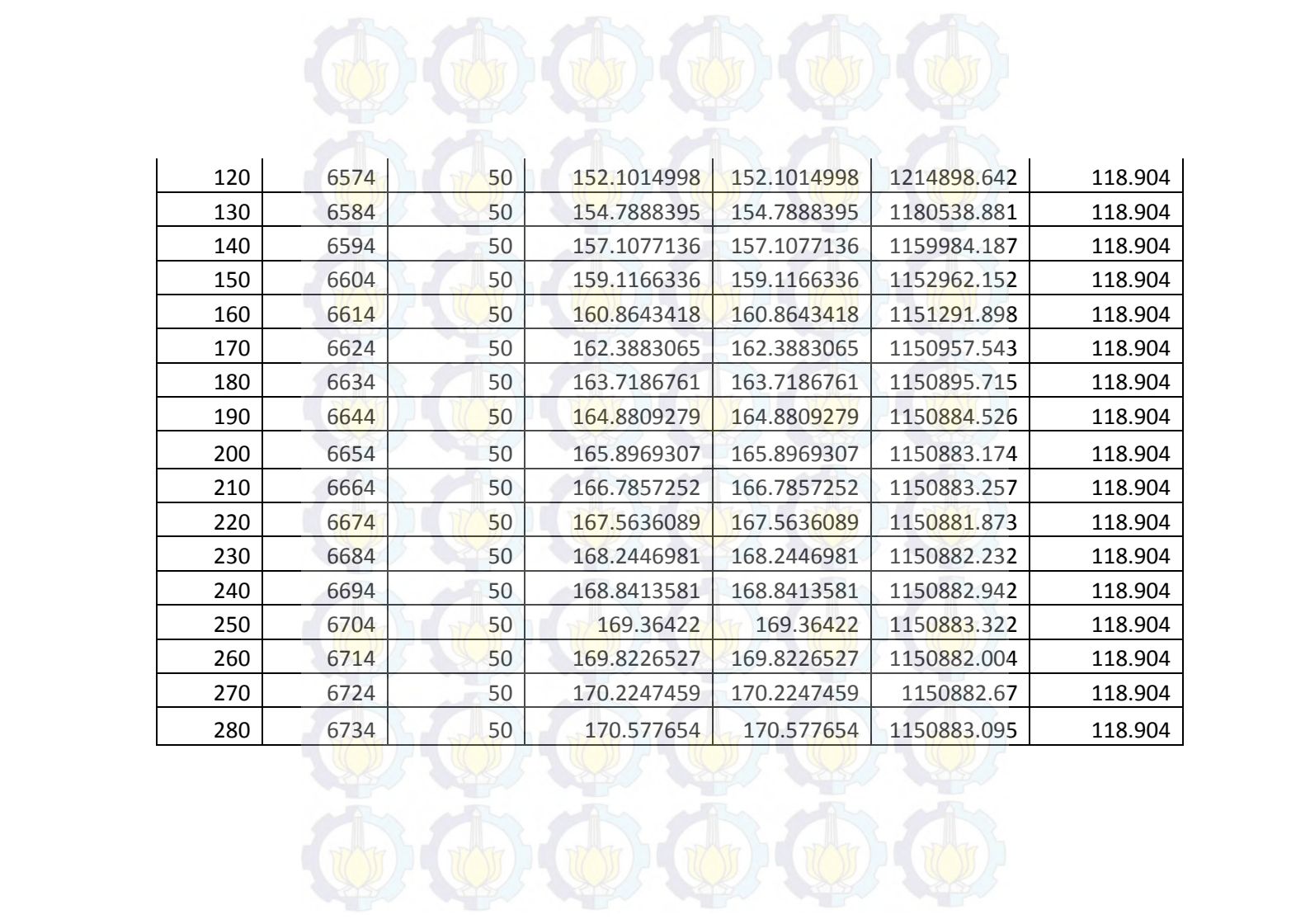
1860	165.1149427	160	118
1880	166.1169444	160	118
1900	166.9793047	160	118
1920	167.6683607	160	118
1940	168.1731405	160	118
1960	168.4779521	160	118
1980	168.4746685	160	118
2000	168.1934166	160	118
2020	167.7006455	160	118
2040	167.0550601	160	118
2060	166.308078	160	118
2080	165.5050546	160	118
2100	164.6832956	160	118
2120	163.8740327	160	118
2140	163.1034449	160	118
2160	162.3893298	160	118
2180	161.7457277	160	118
2200	161.1824134	160	118
2220	160.7030722	160	118
2240	160.3090579	160	118
2260	159.9960012	160	118
2280	159.7587306	160	118
2300	159.5897381	160	118
2320	159.4802041	160	118
2340	159.4203788	160	118
2360	159.4011646	160	118
2380	159.4121767	160	118
2400	159.4471115	160	118
2420	159.4978654	160	118

2440	159.5581859	160	118
2460	159.6228207	160	118
2480	159.6879651	160	118
2500	159.7498519	160	118
2520	159.807617	160	118
2540	159.8593587	160	118
2560	159.9034676	160	118
2580	159.9406264	160	118
2600	159.9715133	160	118
2620	159.9952844	160	118
2640	160.0137799	160	118
2660	160.0264119	160	118
2680	160.0352036	160	118
2700	160.0396372	160	118
2720	160.0412002	160	118
2740	160.0411059	160	118
2760	160.0386724	160	118
2780	160.0356947	160	118
2800	160.0313449	160	118
2820	160.027255	160	118
2840	160.0224722	160	118
2860	160.0184691	160	118
2880	160.0141078	160	118
2900	160.0107886	160	118
2920	160.0072512	160	118
2940	160.0048292	160	118
2960	160.0022547	160	118
2980	160.0007743	160	118

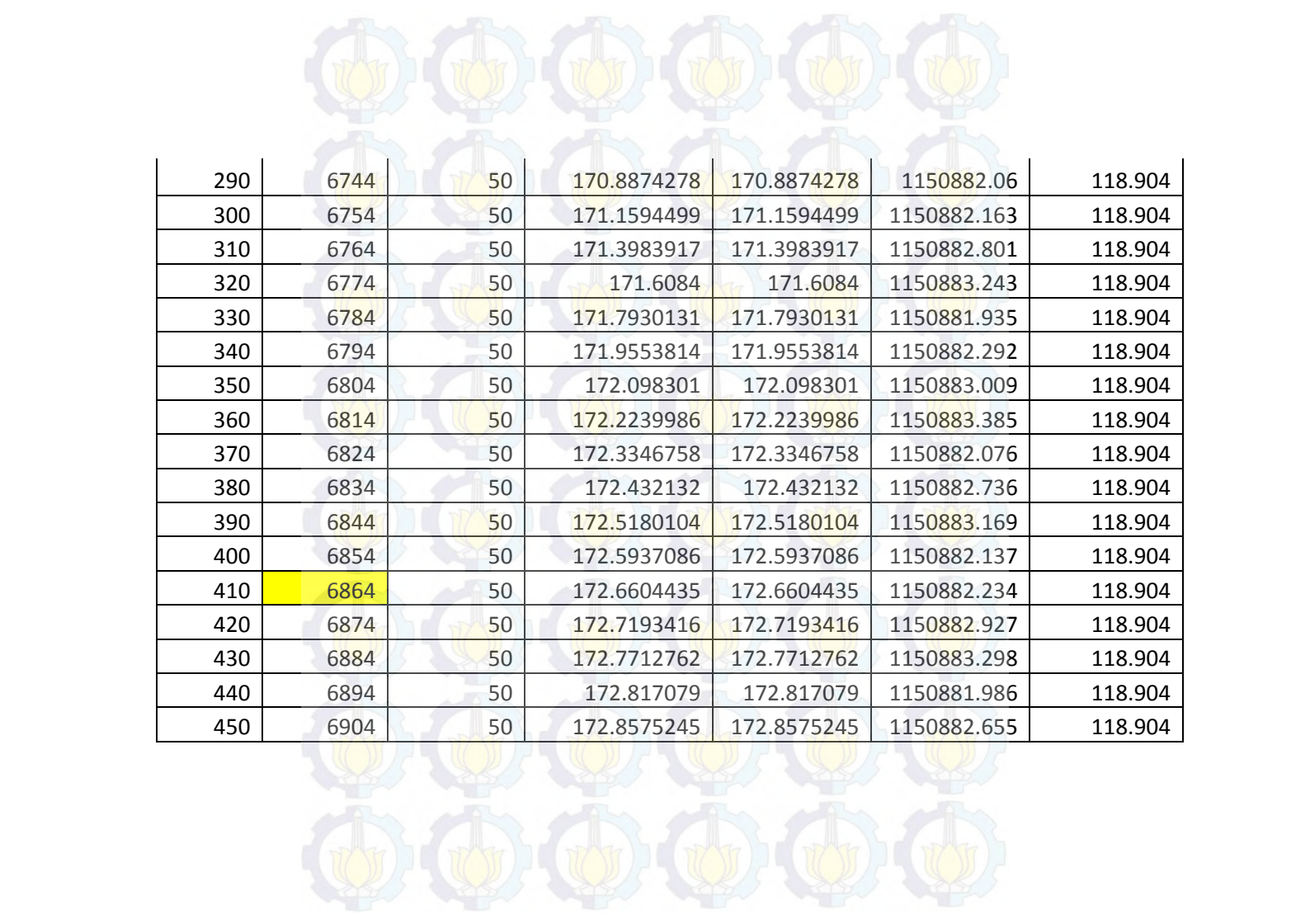
Lampiran 8

Uji Tuning dan Uji Disturbances

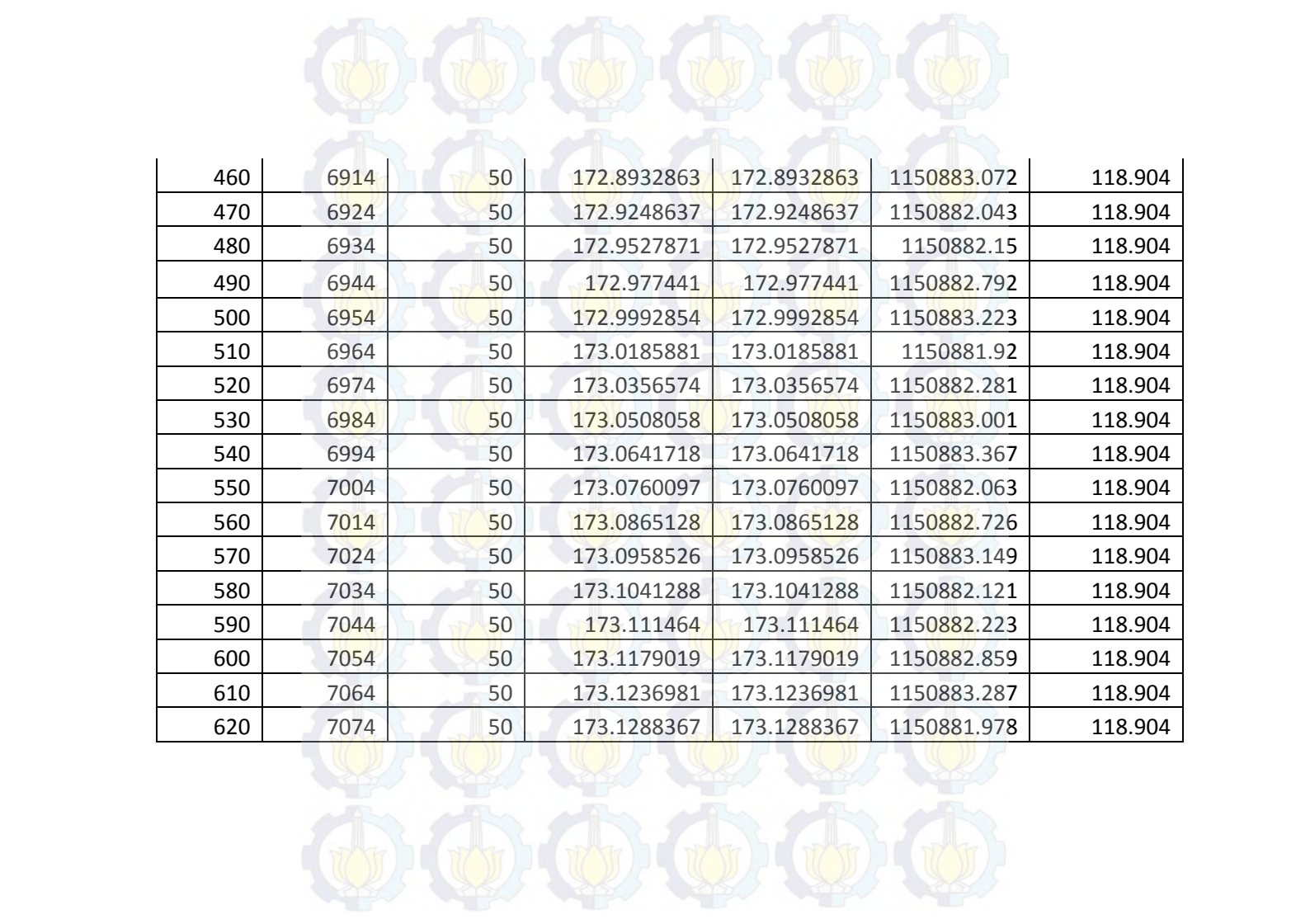
time	time (seconds)	Percentage open %	Production Fluid Header (F)	Set Point (F)	steam Header flow rate	Temperature Production Fluid Input (F)
10	6464	0	119.1027373	119.1027373	1.43E-10	118.904
20	6474	0	119.0800337	119.0800337	1.43E-10	118.904
30	6484	0	119.0744693	119.0744693	1.43E-10	118.904
40	6494	0	119.0651091	119.0651091	1.43E-10	118.904
50	6504	50	119.0848202	119.0848202	1317863.295	118.904
60	6514	50	124.491793	124.491793	1276198.384	118.904
70	6524	50	130.4691618	130.4691618	1275149.315	118.904
80	6534	50	135.9804268	135.9804268	1274069.121	118.904
90	6544	50	143.1433699	143.1433699	1271138.114	118.904
100	6554	50	145.9151875	145.9151875	1263534.739	118.904
110	6564	50	148.9865852	148.9865852	1245990.538	118.904



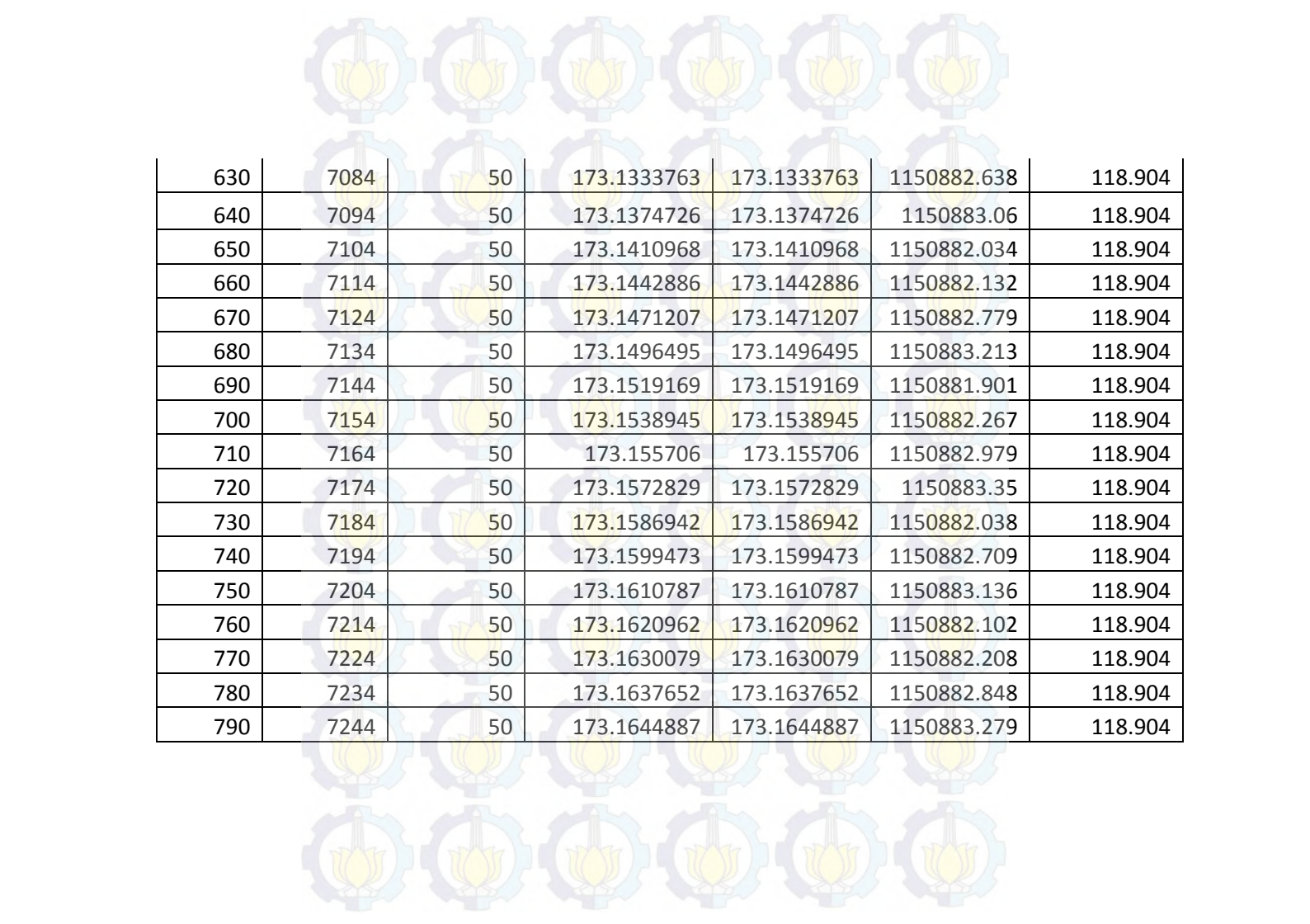
120	6574	50	152.1014998	152.1014998	1214898.642	118.904
130	6584	50	154.7888395	154.7888395	1180538.881	118.904
140	6594	50	157.1077136	157.1077136	1159984.187	118.904
150	6604	50	159.1166336	159.1166336	1152962.152	118.904
160	6614	50	160.8643418	160.8643418	1151291.898	118.904
170	6624	50	162.3883065	162.3883065	1150957.543	118.904
180	6634	50	163.7186761	163.7186761	1150895.715	118.904
190	6644	50	164.8809279	164.8809279	1150884.526	118.904
200	6654	50	165.8969307	165.8969307	1150883.174	118.904
210	6664	50	166.7857252	166.7857252	1150883.257	118.904
220	6674	50	167.5636089	167.5636089	1150881.873	118.904
230	6684	50	168.2446981	168.2446981	1150882.232	118.904
240	6694	50	168.8413581	168.8413581	1150882.942	118.904
250	6704	50	169.36422	169.36422	1150883.322	118.904
260	6714	50	169.8226527	169.8226527	1150882.004	118.904
270	6724	50	170.2247459	170.2247459	1150882.67	118.904
280	6734	50	170.577654	170.577654	1150883.095	118.904



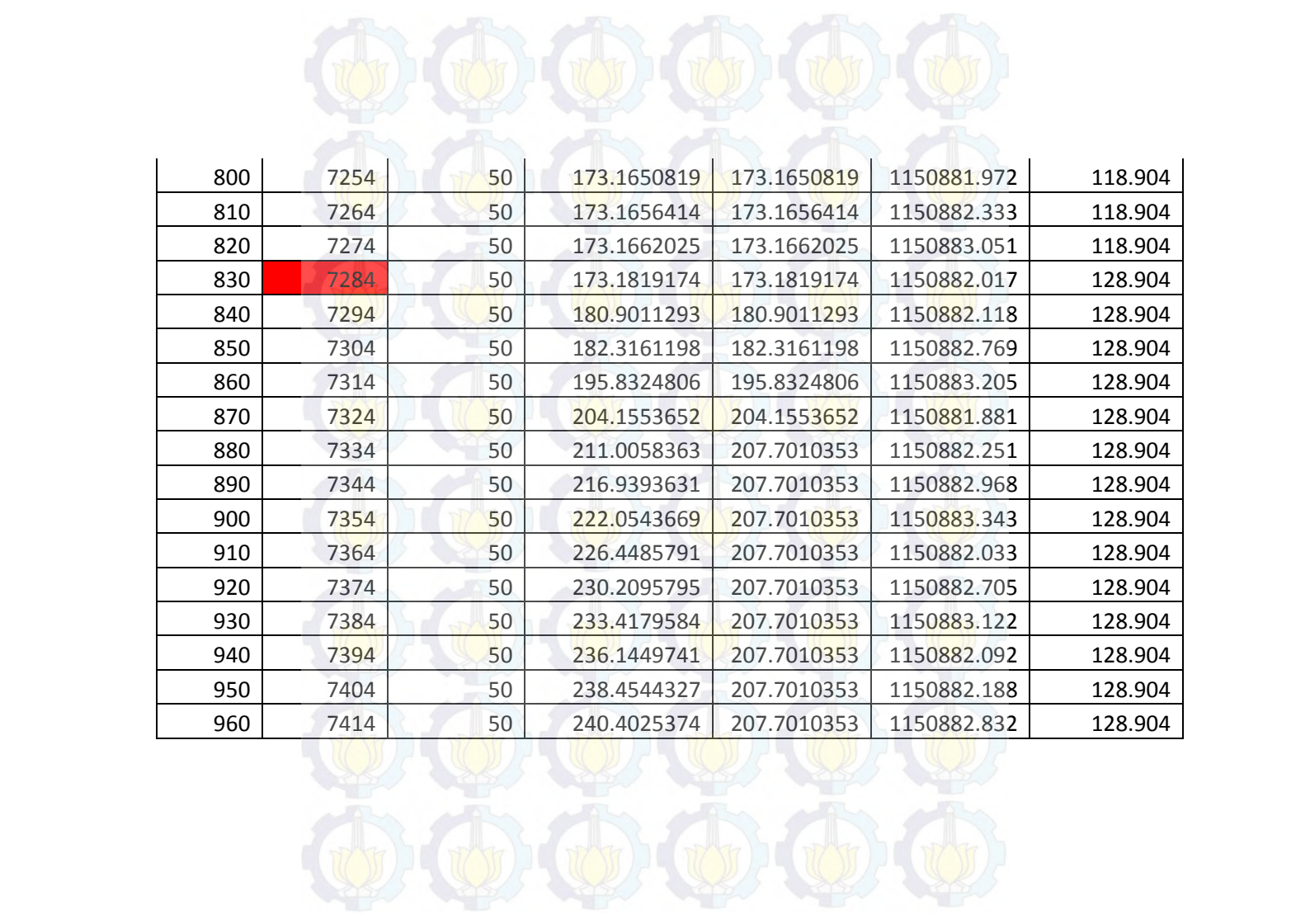
290	6744	50	170.8874278	170.8874278	1150882.06	118.904
300	6754	50	171.1594499	171.1594499	1150882.163	118.904
310	6764	50	171.3983917	171.3983917	1150882.801	118.904
320	6774	50	171.6084	171.6084	1150883.243	118.904
330	6784	50	171.7930131	171.7930131	1150881.935	118.904
340	6794	50	171.9553814	171.9553814	1150882.292	118.904
350	6804	50	172.098301	172.098301	1150883.009	118.904
360	6814	50	172.2239986	172.2239986	1150883.385	118.904
370	6824	50	172.3346758	172.3346758	1150882.076	118.904
380	6834	50	172.432132	172.432132	1150882.736	118.904
390	6844	50	172.5180104	172.5180104	1150883.169	118.904
400	6854	50	172.5937086	172.5937086	1150882.137	118.904
410	6864	50	172.6604435	172.6604435	1150882.234	118.904
420	6874	50	172.7193416	172.7193416	1150882.927	118.904
430	6884	50	172.7712762	172.7712762	1150883.298	118.904
440	6894	50	172.817079	172.817079	1150881.986	118.904
450	6904	50	172.8575245	172.8575245	1150882.655	118.904



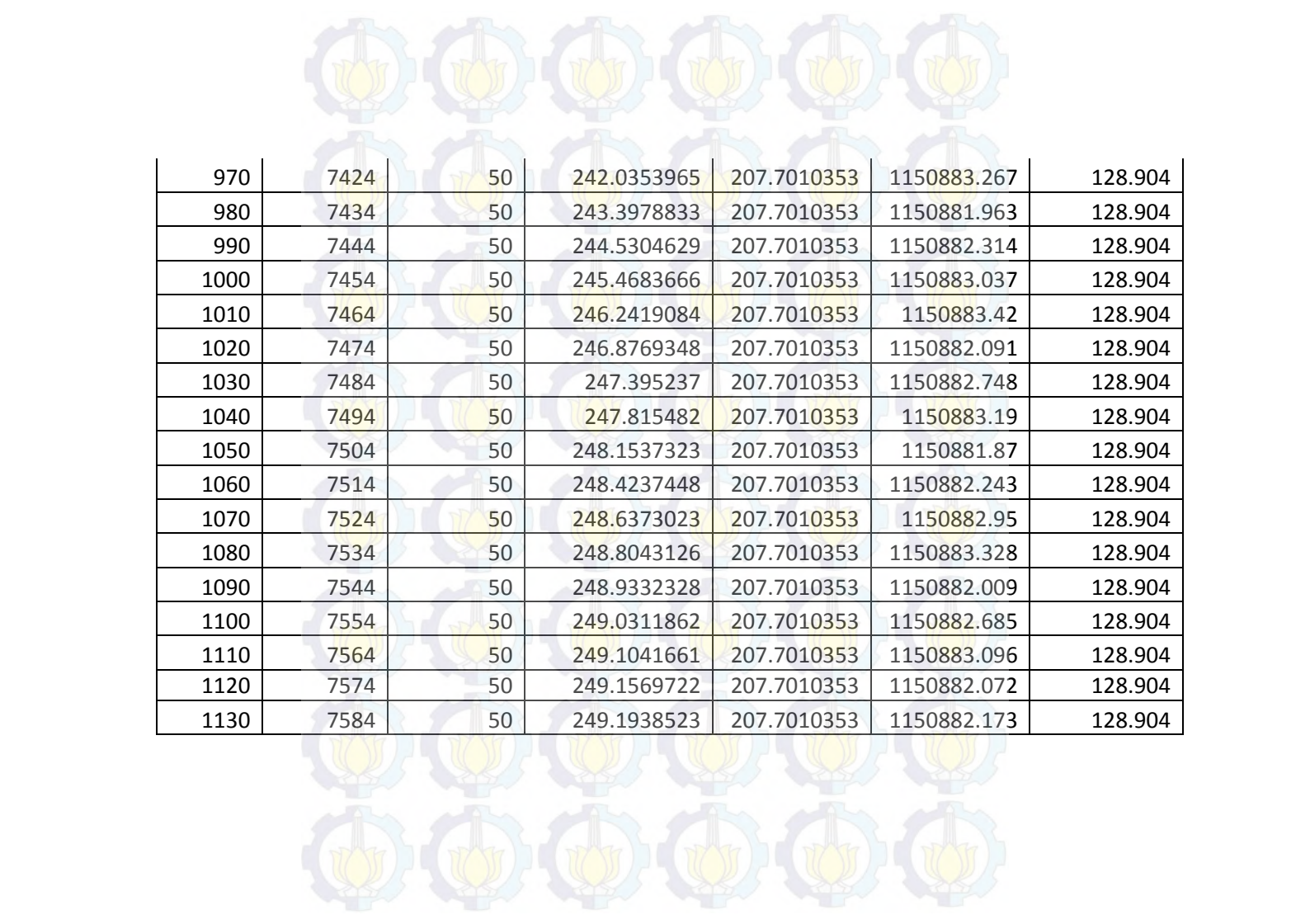
460	6914	50	172.8932863	172.8932863	1150883.072	118.904
470	6924	50	172.9248637	172.9248637	1150882.043	118.904
480	6934	50	172.9527871	172.9527871	1150882.15	118.904
490	6944	50	172.977441	172.977441	1150882.792	118.904
500	6954	50	172.9992854	172.9992854	1150883.223	118.904
510	6964	50	173.0185881	173.0185881	1150881.92	118.904
520	6974	50	173.0356574	173.0356574	1150882.281	118.904
530	6984	50	173.0508058	173.0508058	1150883.001	118.904
540	6994	50	173.0641718	173.0641718	1150883.367	118.904
550	7004	50	173.0760097	173.0760097	1150882.063	118.904
560	7014	50	173.0865128	173.0865128	1150882.726	118.904
570	7024	50	173.0958526	173.0958526	1150883.149	118.904
580	7034	50	173.1041288	173.1041288	1150882.121	118.904
590	7044	50	173.111464	173.111464	1150882.223	118.904
600	7054	50	173.1179019	173.1179019	1150882.859	118.904
610	7064	50	173.1236981	173.1236981	1150883.287	118.904
620	7074	50	173.1288367	173.1288367	1150881.978	118.904



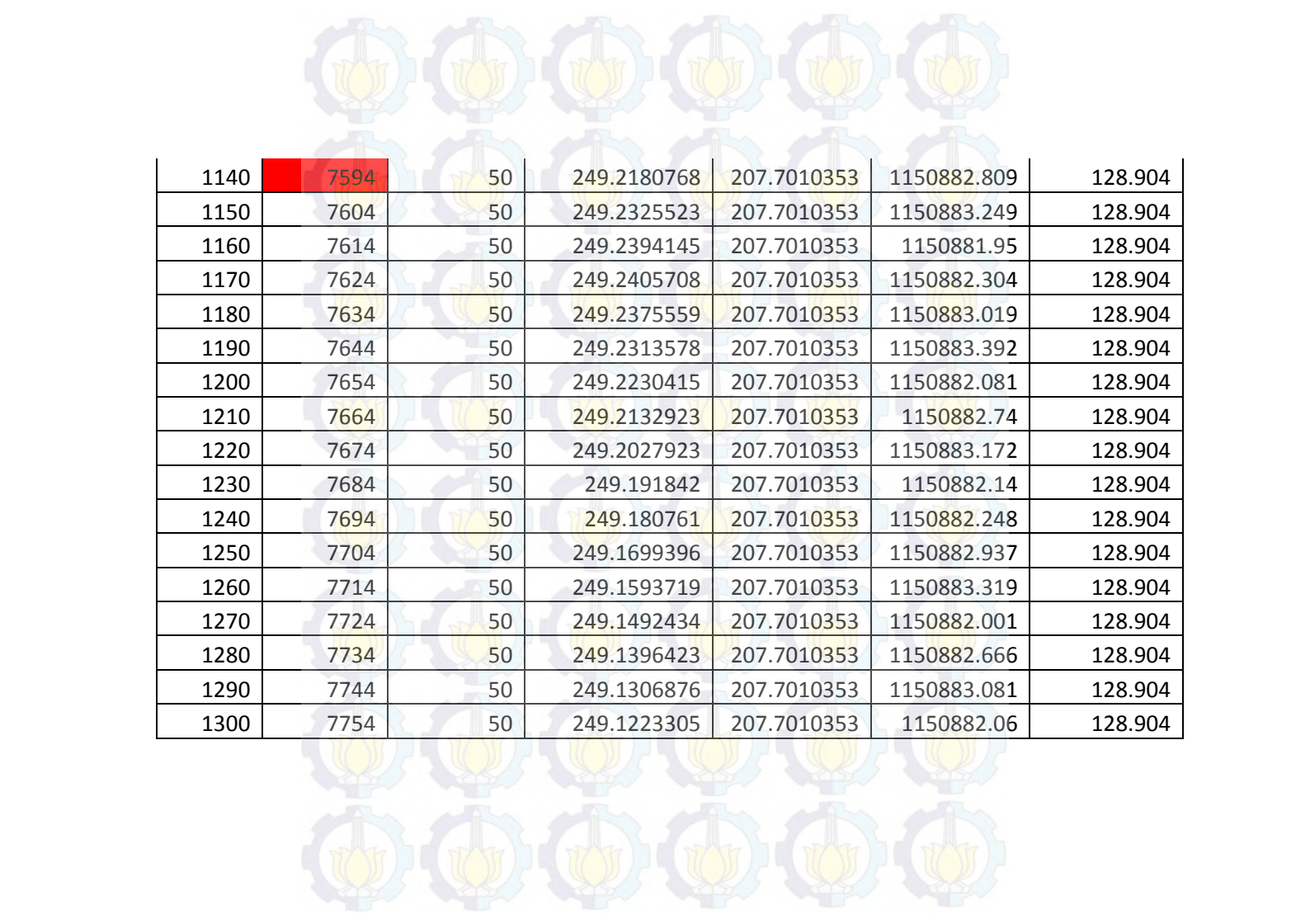
630	7084	50	173.1333763	173.1333763	1150882.638	118.904
640	7094	50	173.1374726	173.1374726	1150883.06	118.904
650	7104	50	173.1410968	173.1410968	1150882.034	118.904
660	7114	50	173.1442886	173.1442886	1150882.132	118.904
670	7124	50	173.1471207	173.1471207	1150882.779	118.904
680	7134	50	173.1496495	173.1496495	1150883.213	118.904
690	7144	50	173.1519169	173.1519169	1150881.901	118.904
700	7154	50	173.1538945	173.1538945	1150882.267	118.904
710	7164	50	173.155706	173.155706	1150882.979	118.904
720	7174	50	173.1572829	173.1572829	1150883.35	118.904
730	7184	50	173.1586942	173.1586942	1150882.038	118.904
740	7194	50	173.1599473	173.1599473	1150882.709	118.904
750	7204	50	173.1610787	173.1610787	1150883.136	118.904
760	7214	50	173.1620962	173.1620962	1150882.102	118.904
770	7224	50	173.1630079	173.1630079	1150882.208	118.904
780	7234	50	173.1637652	173.1637652	1150882.848	118.904
790	7244	50	173.1644887	173.1644887	1150883.279	118.904



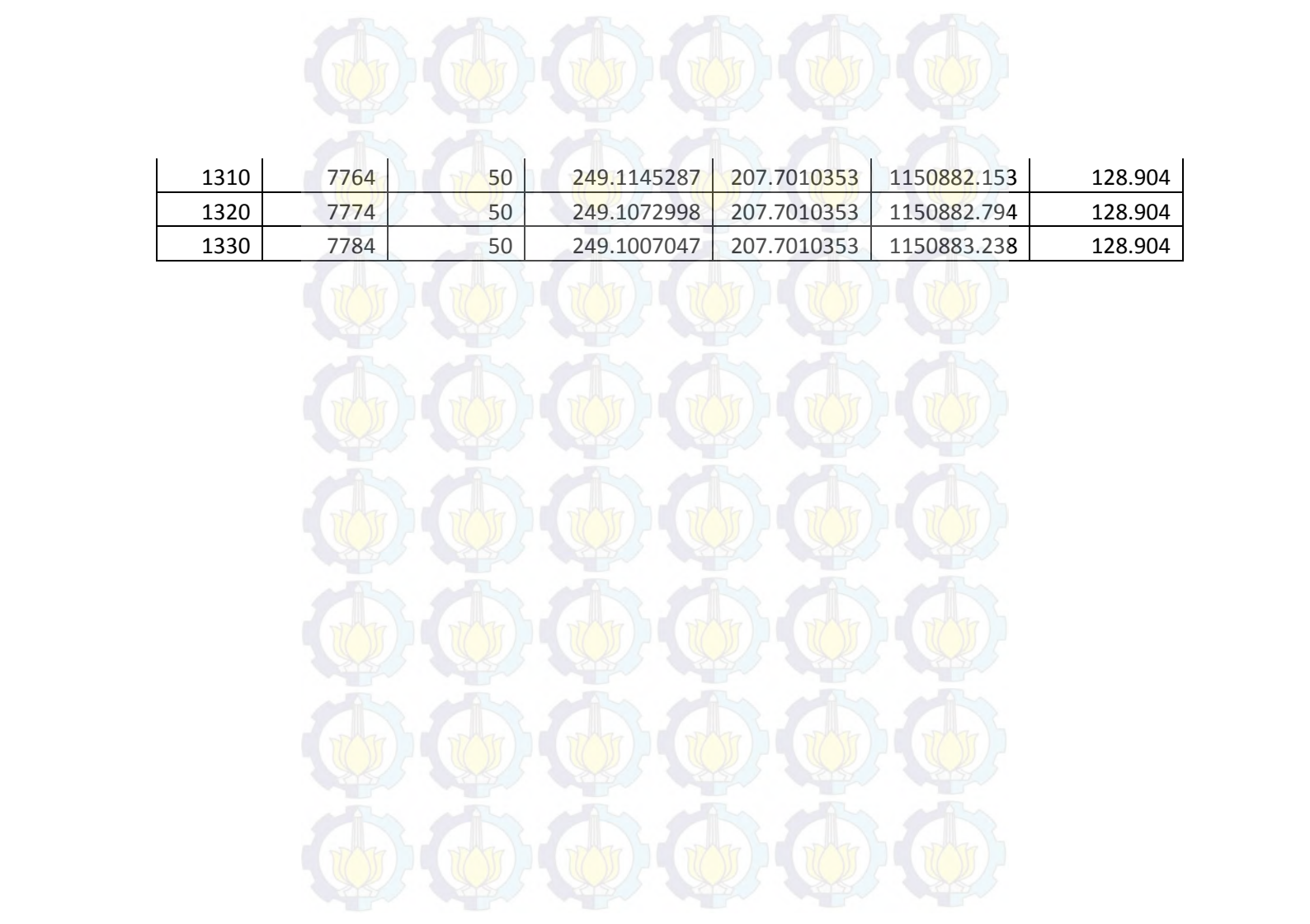
800	7254	50	173.1650819	173.1650819	1150881.972	118.904
810	7264	50	173.1656414	173.1656414	1150882.333	118.904
820	7274	50	173.1662025	173.1662025	1150883.051	118.904
830	7284	50	173.1819174	173.1819174	1150882.017	128.904
840	7294	50	180.9011293	180.9011293	1150882.118	128.904
850	7304	50	182.3161198	182.3161198	1150882.769	128.904
860	7314	50	195.8324806	195.8324806	1150883.205	128.904
870	7324	50	204.1553652	204.1553652	1150881.881	128.904
880	7334	50	211.0058363	207.7010353	1150882.251	128.904
890	7344	50	216.9393631	207.7010353	1150882.968	128.904
900	7354	50	222.0543669	207.7010353	1150883.343	128.904
910	7364	50	226.4485791	207.7010353	1150882.033	128.904
920	7374	50	230.2095795	207.7010353	1150882.705	128.904
930	7384	50	233.4179584	207.7010353	1150883.122	128.904
940	7394	50	236.1449741	207.7010353	1150882.092	128.904
950	7404	50	238.4544327	207.7010353	1150882.188	128.904
960	7414	50	240.4025374	207.7010353	1150882.832	128.904



970	7424	50	242.0353965	207.7010353	1150883.267	128.904
980	7434	50	243.3978833	207.7010353	1150881.963	128.904
990	7444	50	244.5304629	207.7010353	1150882.314	128.904
1000	7454	50	245.4683666	207.7010353	1150883.037	128.904
1010	7464	50	246.2419084	207.7010353	1150883.42	128.904
1020	7474	50	246.8769348	207.7010353	1150882.091	128.904
1030	7484	50	247.395237	207.7010353	1150882.748	128.904
1040	7494	50	247.815482	207.7010353	1150883.19	128.904
1050	7504	50	248.1537323	207.7010353	1150881.87	128.904
1060	7514	50	248.4237448	207.7010353	1150882.243	128.904
1070	7524	50	248.6373023	207.7010353	1150882.95	128.904
1080	7534	50	248.8043126	207.7010353	1150883.328	128.904
1090	7544	50	248.9332328	207.7010353	1150882.009	128.904
1100	7554	50	249.0311862	207.7010353	1150882.685	128.904
1110	7564	50	249.1041661	207.7010353	1150883.096	128.904
1120	7574	50	249.1569722	207.7010353	1150882.072	128.904
1130	7584	50	249.1938523	207.7010353	1150882.173	128.904

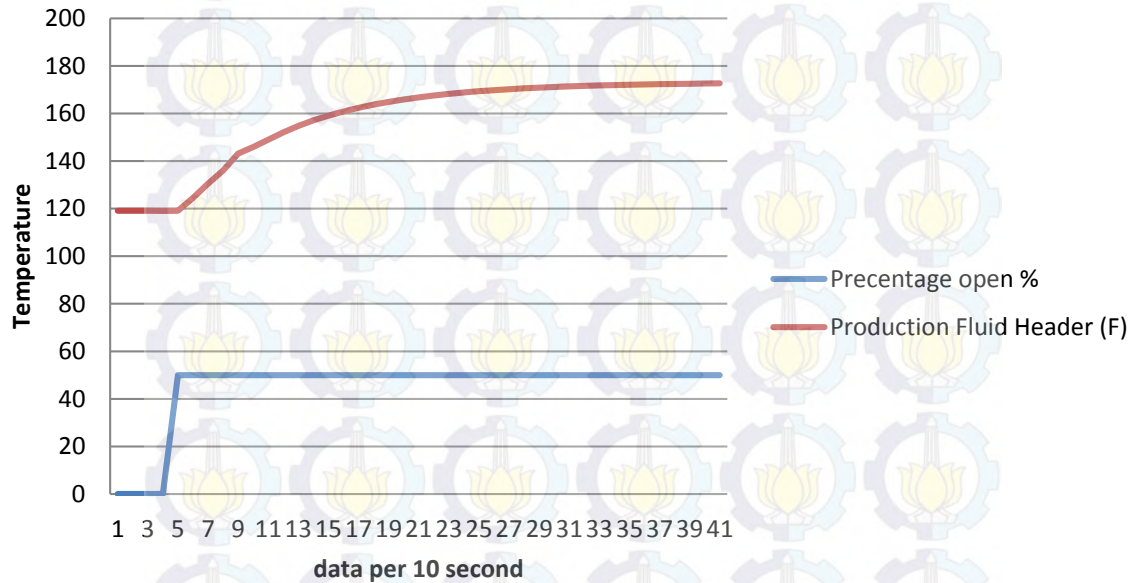


1140	7594	50	249.2180768	207.7010353	1150882.809	128.904
1150	7604	50	249.2325523	207.7010353	1150883.249	128.904
1160	7614	50	249.2394145	207.7010353	1150881.95	128.904
1170	7624	50	249.2405708	207.7010353	1150882.304	128.904
1180	7634	50	249.2375559	207.7010353	1150883.019	128.904
1190	7644	50	249.2313578	207.7010353	1150883.392	128.904
1200	7654	50	249.2230415	207.7010353	1150882.081	128.904
1210	7664	50	249.2132923	207.7010353	1150882.74	128.904
1220	7674	50	249.2027923	207.7010353	1150883.172	128.904
1230	7684	50	249.191842	207.7010353	1150882.14	128.904
1240	7694	50	249.180761	207.7010353	1150882.248	128.904
1250	7704	50	249.1699396	207.7010353	1150882.937	128.904
1260	7714	50	249.1593719	207.7010353	1150883.319	128.904
1270	7724	50	249.1492434	207.7010353	1150882.001	128.904
1280	7734	50	249.1396423	207.7010353	1150882.666	128.904
1290	7744	50	249.1306876	207.7010353	1150883.081	128.904
1300	7754	50	249.1223305	207.7010353	1150882.06	128.904

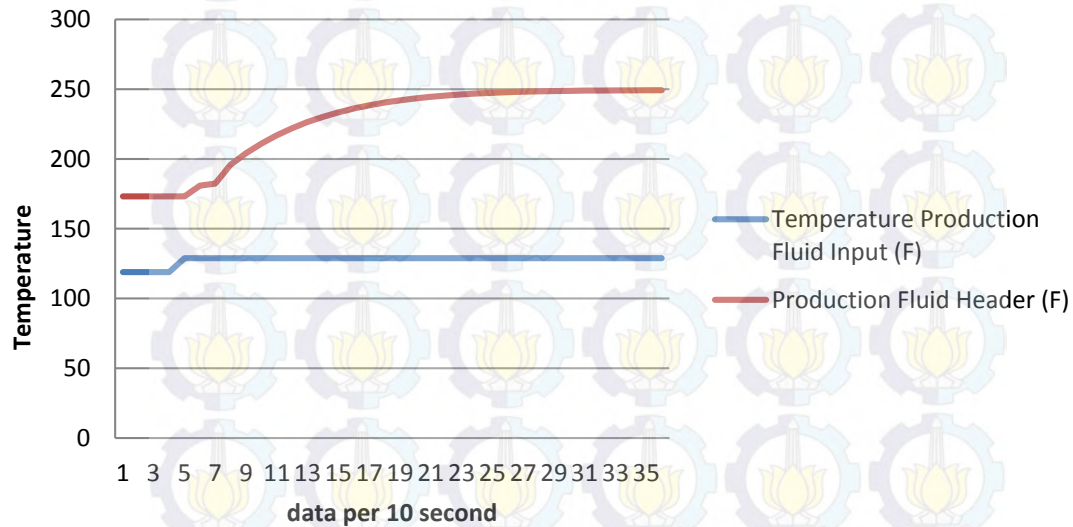


1310	7764	50	249.1145287	207.7010353	1150882.153	128.904
1320	7774	50	249.1072998	207.7010353	1150882.794	128.904
1330	7784	50	249.1007047	207.7010353	1150883.238	128.904

Grafik Open loop Uji Tuning



Grafik uji perubahan Disturbances



Lampiran 7

Perhitungan U_{actual}

$$U_{actual} = \frac{\Delta H}{LMTD_{corrected} \times A_0}$$

$$\Delta H = \frac{F_{hot} \times C_h \times (T_{in\ hot} - T_{out\ hot})}{3600}$$

$$LMTD_{corrected} = F \times LMTD$$

LMTD = Log mean temperature difference

F = LMTD Correction factor

F_{hot} = Flow pemanas

C_h = Heat Capacity

T = temperature

$$A_0 = \frac{22}{7} \times OD_{tube} \times Effective\ Length \times n\ of\ tube \times n\ shell$$

OD = diameter luar tube

$$Effective\ Length = [(n\ of\ baffles - 1) \times Central\ baffle\ spacing] + inlet\ baffles\ spacing + outlet\ baffle\ spacing$$

Tube temperature Difference (ΔT) = T_{in steam} - T_{out steam}

Shell temperature Difference (ΔT) = T_{in production fluid} - T_{out production fluid}

$$\text{Temp Efficiency Factor (S)} = \frac{\text{Shell temperature Difference } (\Delta T)}{\text{Tube temperature Difference } (\Delta T)}$$

$$R = \frac{T_{\text{hot in}} - T_{\text{hot out}}}{T_{\text{c in}} - T_{\text{c out}}}$$

$$P = \frac{T_{\text{c out}} - T_{\text{c in}}}{T_{\text{h in}} - T_{\text{c in}}}$$

$$F \text{ (LMTD Correction Factor)} = (R^2 -$$

$$1)^{0.5} \frac{\ln \frac{1-p}{1-p \times R}}{(R-1) \ln \frac{2-p(R^2+1)^{0.5}}{2-P[R+1+(R^2+1)^{0.5}]}}$$

$$\text{Approach in} = T_{\text{hot in}} - T_{\text{c out}}$$

$$\text{Approach out} = T_{\text{hot out}} - T_{\text{c in}}$$

$$\text{Log Mean Temp Difference} = \frac{(T_{\text{hot in}} - T_{\text{c out}}) \times (T_{\text{hot out}} - T_{\text{c in}})}{\ln \frac{(T_{\text{hot in}} - T_{\text{c out}})}{(T_{\text{hot out}} - T_{\text{c in}})}}$$

$$\text{LMTD Corrected} = F \times \text{Log Mean Temp Difference}$$

$$\Delta H = \frac{F_{\text{in}} \times T_{\text{ubex}} \times \text{Product Heat Capacity} \times (T_{\text{hot in}} - T_{\text{hot out}})}{3600}$$

$$U_{\text{Actual}} = \frac{\Delta H}{\text{LMTD Corrected} \times A_0}$$

$$\text{Fouling Resistance} = \frac{1}{U_{\text{actual}}} - \frac{1}{U_{\text{design}}}$$

$$\text{Efficiency} = \frac{U_{\text{actual}}}{U_{\text{clean from Design}}}$$

$$U_{\text{Fouling}} = \frac{1}{\text{Fouling Resistance}}$$

Lampiran 6

Software Hysys v8.4

Software Hysys merupakan suatu *software* yang digunakan untuk merancang atau mensimulasikan proses yang ada pada suatu Industri. Dengan menggunakan *Software* ini, untuk mendesain suatu proses tidak perlu lagi menggunakan perhitungan-perhitungan yang membutuhkan banyak rumus dan parameter yang terkadang susah untuk didapatkan. HYSYS sendiri adalah singkatan dari *Hyphothetical System* (sistem hipotesa). Sehingga Hysys sering digunakan untuk merancang suatu proses atau merancang suatu equipment proses. Dasar dari Hysys sendiri adalah Process Flow Diagram yang kemudian diterjemahkan dengan simulasi proses. Sehingga dalam menggunakan Hysys dibutuhkan kesetimbangan massa dan energy agar proses tersebut dapat berjalan. Hysys memiliki kelebihan daripada program-program simulasi proses lainnya. Program ini bersifat interaktif karena langsung memberitahukan input apa yang kurang atau ketika terdapat kesalahan yang terjadi pada saat mendesain. Dengan demikian program ini dapat dikatakan *user friendly* atau mudah digunakan. Dalam Hysys terdapat dua jenis simulasi yang dapat dijalankan, yang pertama adalah simulasi steady state dan yang kedua adalah secara dinamik. Simulasi secara steady state adalah simulasi dijalankan dalam keadaan yang tidak dipengaruhi oleh waktu. Dan untuk simulasi yang dijalankan secara dinamik adalah simulasi proses dijalankan berdasarkan fungsi waktu, atau berubah terhadap waktu. Dalam penggunaan Hysys, simulasi pertama yang dilakukan adalah secara steady state terlebih dahulu dan setelah itu baru dijalankan secara dinamik. Oleh sebab itu untuk simulasi menggunakan Hysys dalam mengontrol Laju aliran Steam adalah dengan menggunakan simulasi secara dinamik.

Pada software ini dimulai dengan menentukan jenis material atau zat-zat yang akan disimulasikan. Jika material yang akan kita simulasikan tidak terdapat dalam Hysys, maka user dapat mendefinisikan material yang akan digunakan dengan cara mendesain lewat Hypotetical. Setelah semua material yang akan disimulasikan telah terpenuhi maka selanjutnya adalah memulai menggambarkan PFD (Process Flow Diagram) pada Hysys. pemilihan material proses sangat mempengaruhi proses yang akan dijalankan. Dan untuk pemilihan atau desain equipment yang digunakan juga sangat berpengaruh pada proses. Setelah proses dijalankan maka dilakukan analisa apakah proses yang telah dibuat sesuai dengan yang diinginkan. Hysys telah diakui oleh banyak industri chemical terutama pada Industri oil and gas.

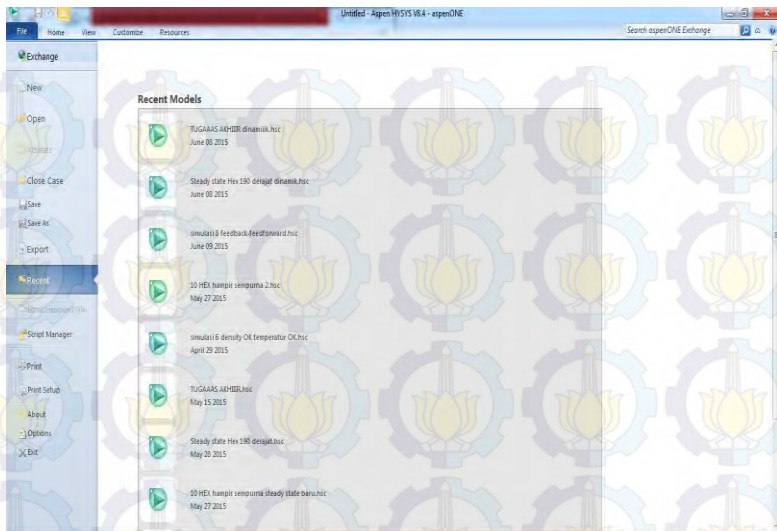
1. Langkah awal menggunakan Hysys V8.4

Pada bahasan ini akan dilakukan pengenalan terhadap software Hysys dan bagaimana cara memulai untuk menggunakan software ini. Namun sebelum itu, Hysys sudah dipastikan terinstall dengan sempurna di PC atau laptop yang digunakan. Setelah Hysys terinstall maka akan muncul gambar seperti dibawah ini.



Gambar 1. Icon Hysys V8.4

Untuk memulai menggunakan Hysys double click icon tersebut maka Hysys akan mulai untuk running. Setelah itu akan muncul tampilan seperti dibawah ini.

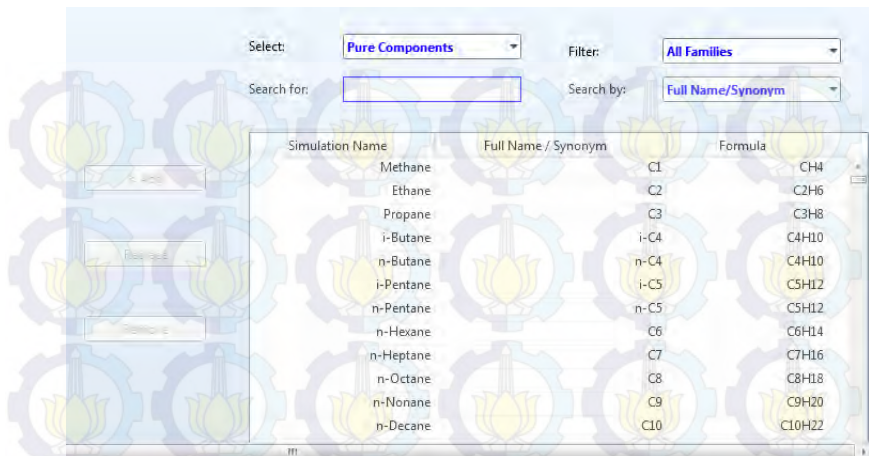


Gambar 2. Jendela Simulation Basis Manager

Setelah itu click new untuk membuka lembar kerja baru. Pada lembar kerja ini akan dimulai dengan menginputkan data material yang akan disimulasikan. Setelah material yang akan disimulasikan telah dimasukkan semua maka langkah selanjutnya adalah memulai menggambarkan PFD (*Proces Flow Diagram*).

2. Menambahkan material yang akan digunakan

Untuk menambahkan komponen maka anda dapat memilih dari senyawa yang akan digunakan. Perlu diperhatikan dalam memasukkan komponen ini adalah pemberian nama kelompok komponen yang digunakan. Karena ini sering memberi masalah bila Anda kurang memperhatikan namanya dan terjadi *missing* dengan flowsheet yang sedang dibangun.

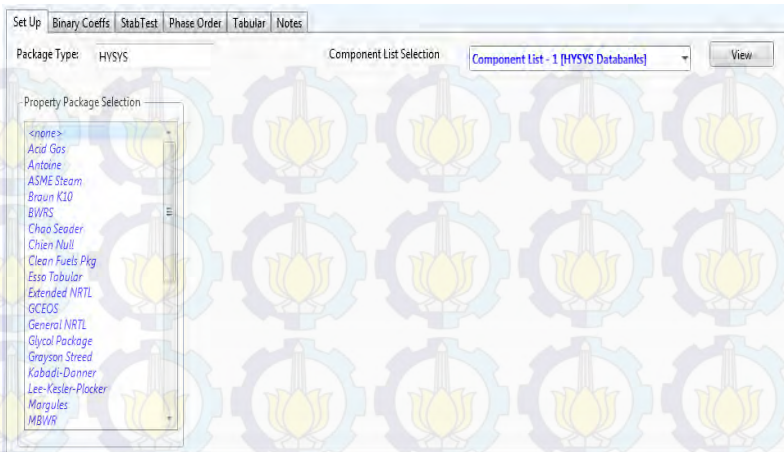


Gambar 3 component list

Namun ketika senyawa yang akan kita simulasikan tidak terdapat pada pure komponen maka anda dapat menggunakan Hypotetical. Untuk memasuki Hypotetical

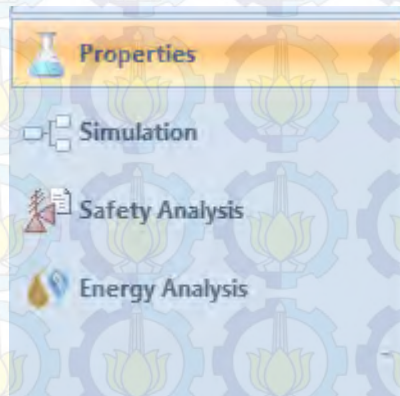
3. Fluid Package

Pada bagian ini, pilih paket fluida yang akan digunakan. Pada bagian properti, pilih model perhitungan fluida yang diinginkan. Pemilihan model perhitungan ini didasarkan pada sifat fisis dan chemis dari bahan-bahan yang digunakan dan produk yang dihasilkan. Untuk itu diperlukan pengetahuan dasar mengenai proses yang akan dibuat. Sehingga penentuan fluid package yang akan digunakan sesuai dengan proses yang akan dijalankan. Pemilihan fluid package sendiri sangat penting untuk dilakukan karena perhitungan yang akan dilakukan oleh hysys akan menggunakan metode dari property package yang telah dipilih. Setelah melengkapi data pada component list, pilih Fluid package dan akan muncul gambar seperti dibawah ini.



Gambar 3 pemilihan fluid package

Setelah itu pilih fluid package yang akan digunakan. Setelah terdapat tanda Ok berwarna hijau maka langkah berikutnya adalah masuk ke simulation.



Gambar 4 simulation.

4. Simulasi

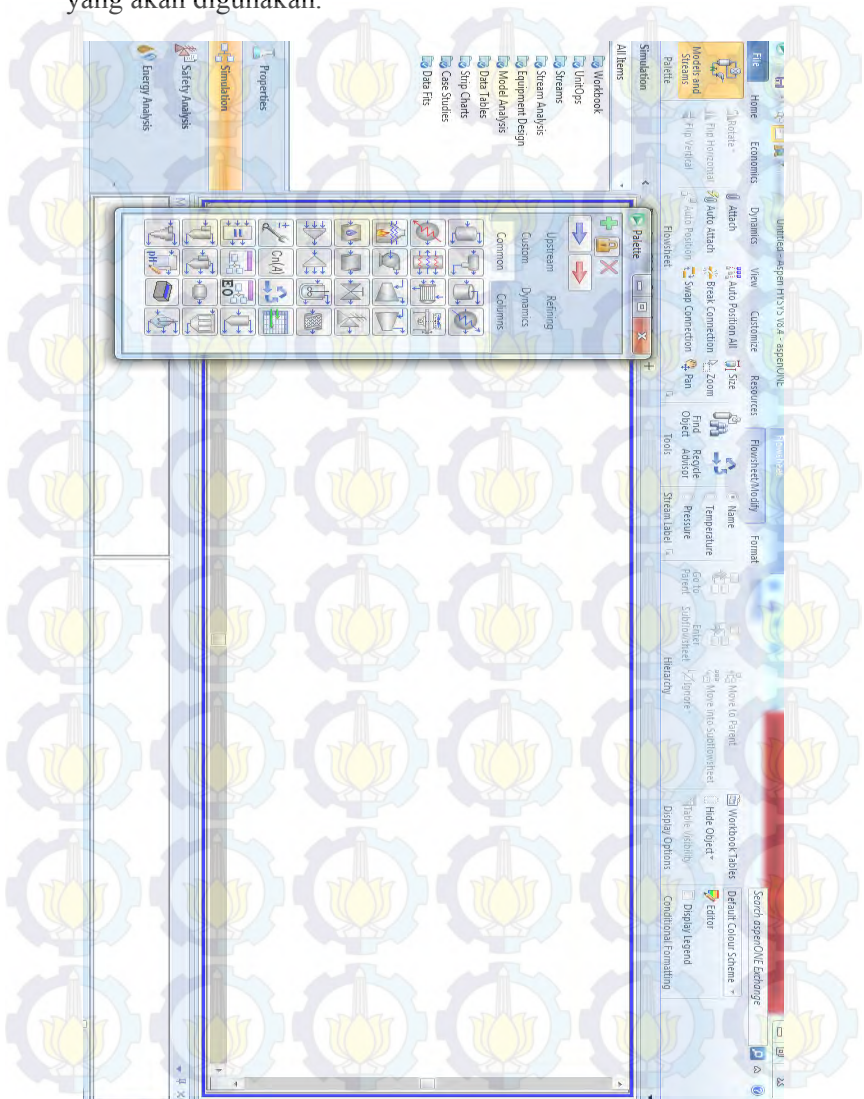
Klik simulation untuk mendapatkan flowsheet yang akan digunakan untuk merancang PFD (Process Flow

Diagram) yang akan disimulasikan. Pada simulation terdapat list komponen proses yang telah disediakan. Setelah itu pilih komponen yang akan digunakan dan disimulasikan. Untuk mendesain pada flow sheet, dibutuhkan data proses, data sheet komponen yang akan digunakan, dan process flow diagram. Setelah model dari proses flow diagram ditentukan, maka simulasi dapat dilanjutkan dengan memilih palette yang telah tersedia.



Gambar 5. Daftar komponen Palette

Langkah selanjutnya adalah memilih model palette yang akan digunakan.



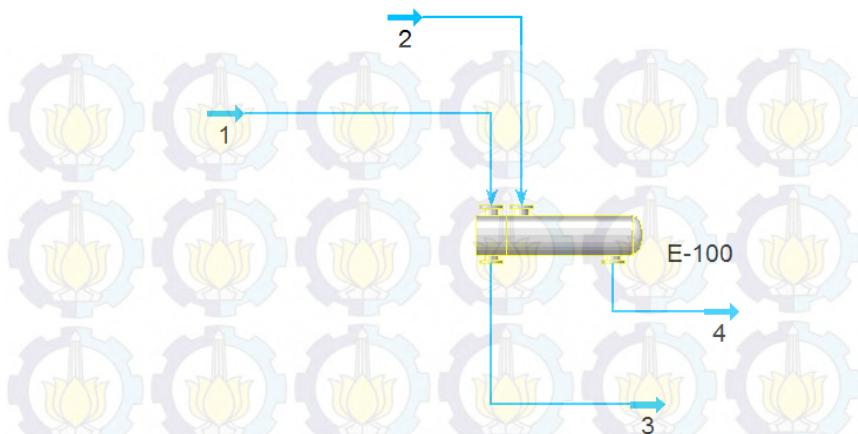
Gambar 6. Flowsheet di Hysys 8.4

5. Simulasi Heat Exchanger

Heat exchanger merupakan alat yang digunakan sebagai untuk proses pertukaran panas, dapat berupa pendinginan atau pemanasan. Heat exchanger didalam Central Gathering station digunakan untuk memanaskan production fluid yang berasal dari sumur-sumur minyak. Heat exchanger akan menampilkan dua bagian yakni perhitungan kesetimbangan energi dan kesetimbangan massa. Penggunaan heat exchanger ini sangat sederhana, dan dapat memecahkan permasalahan berupa temperatur, tekanan, vapor fraction, laju aliran panas, laju aliran massa, atau UA. Pada hysys, kita dapat memilih model heat exchanger yang sesuai untuk analisis yang diinginkan. Pilihan kita termasuk analisa hasil akhir design model, sebuah model design yang ideal, metoda steady state, dan metoda dinamik yang digunakan pada simulasi secara dinamik.

Langkah awal untuk memulai sebuah model simulasi heat exchanger pada hysys yakni dengan membuat *input stream* dan *output stream* yang digunakan oleh turbin. *Input stream* yang digunakan yakni stream yang akan masuk kedalam shell and tube pada heat exchanger. Sedangkan output stream yang dihasilkan yakni berupa aliran fluida yang dihasilkan oleh unit operasi tersebut.

Setelah itu input stream dan output stream dihubungkan dengan input output dari heat exchanger. Dan output dari heat exchanger akan dipengaruhi oleh kedua stream input dari heat exchanger.



Gambar 7. Model Heat Exchanger pada palette yang telah dipilih di flowsheet

Stream input dan output dari Hysys merupakan stream yang harus diisi dengan data proses yang didapatkan dari lapangan.

Stream merupakan sebuah simbol yang digunakan untuk mendefinisikan sebuah aliran proses. Stream dibagi menjadi dua macam, yaitu stream berwarna biru dan stream berwarna merah. stream yang berwarna merah digunakan untuk mendefinisikan aliran fluida berupa perpindahan energi sedangkan stream yang berwarna biru digunakan untuk mendefinisikan sebuah aliran proses berupa fluida. Dalam proses pendefinisian stream yang baru, terdapat empat *field* yang perlu diisi, yakni *stream name*, *component*, *temperatur*, *pressure*, dan *molar flow rate*. Proses pembuatan flowsheet penting untuk diperhatikan, karena Flowsheet ini akan sangat mempengaruhi akurasi hasil yang diinginkan.

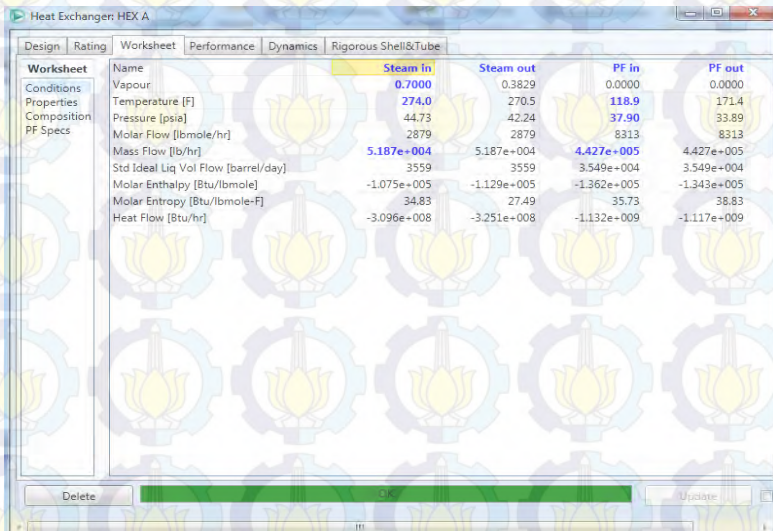
atau dengan klik ganda pada logo *komponen* yang telah akan digunakan misalnya pada heat Exchanger. Setelah muncul worksheet pada heat exchanger. Cara mengisi stream dapat juga dengan mengklik stream dan mengisinya secara langsung tanpa melalui worksheet komponen.

The screenshot shows the 'Worksheet' tab for a 'Heat Exchanger E-100' component. The worksheet displays a table with 4 columns (1, 2, 3, 4) and 10 rows of properties. The properties listed are: Name, Temperature [F], Pressure [psia], Molar Flow [lbmol/hr], Mass Flow [lb/hr], Std Heat Lat [Btu/lbmol], Molar Enthalpy [Btu/lbmol], Molar Entropy [Btu/lbmol-F], and Heat Flow [Btu/hr]. All cells in the table are currently empty, indicated by '<empty>'.

Gambar 8. Model stream di dalam worksheet Heat

Exchanger

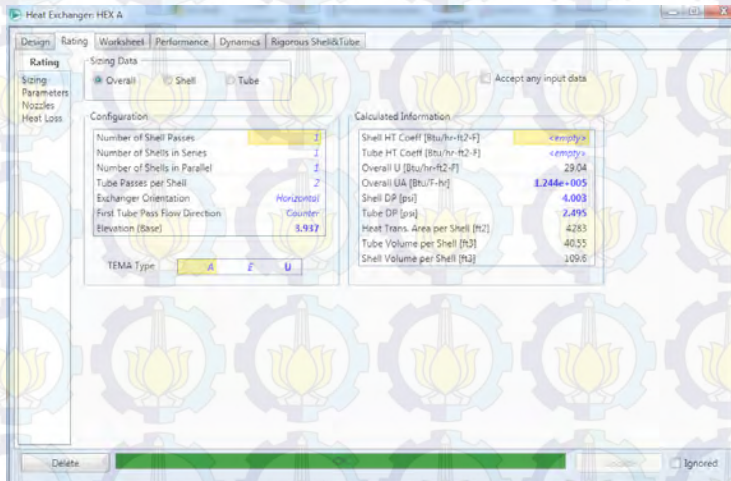
Langkah selanjutnya adalah memberikan nama pada kolom stream name. Nama ini disediakan sampai 16 karakter alphanumerik, dan akan muncul pada flowsheet saat anda menutup kotak dialog ini. Langkah selanjutnya adalah mengisi keempat field yang lain yakni yang meliputi nilai *component*, *temperatur*, *pressure*, dan *mass flow rate* yang akan kita gunakan. Khusus untuk stream di bagian steam maka perlu diisi juga fraksi uap pada stream bagian steam. Apabila ada salah satu dari kelima field yang dibutuhkan belum dimasukkan, maka secara otomatis hysys akan menampilkan jenis field yang akan dibutuhkan. Warna kuning ada field stream tersebut menandakan bahwa stream tersebut belum lengkap, sebaliknya warna hijau pada field stream menandakan bahwa stream tersebut sudah lengkap.



	Steam In	Steam out	PF in	PF out
Name	0.7000	0.3829	0.0000	0.0000
Vapour	274.0	270.5	118.9	171.4
Temperature (F)	44.73	42.24	37.90	33.89
Pressure (psia)	2879	2879	8313	8313
Molar Flow (lbmole/hr)	5.187e+004	5.187e+004	4.427e+005	4.427e+005
Mass Flow (lb/hr)	3559	3559	3.549e+004	3.549e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	-1.075e+005	-1.129e+005	-1.362e+005	-1.343e+005
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	34.83	27.49	35.73	38.83
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	-3.096e+008	-3.251e+008	-1.132e+009	-1.117e+009
Heat Flow (Btu/hr)				

Gambar 8. Model stream yang sudah lengkap

Setelah input pada stream lengkap, langkah berikutnya adalah mengisi desain rating pada Heat exchanger. Caranya adalah double click icon Heat Exchanger sehingga akan muncul gambar seperti berikut ini.



Gambar 9. Rating Heat Exchanger yang telah lengkap.

Rating pada Heat Exchanger digunakan untuk menentukan dimensi dari Heat exchanger yang didesain. Sehingga ukuran dari Heat Exchanger akan sama dengan Heat Exchanger pada lapangan. Pemodelan rating ini sangat penting untuk dilakukan karena jika nilai rating tidak sesuai maka hasil dari perhitungan output heat exchanger tidak akan sesuai dengan kondisi di lapangan. Jika sudah diisi semua parameter yang dibutuhkan maka akan diberitahukan dengan tanda oke pada bagian bawah .

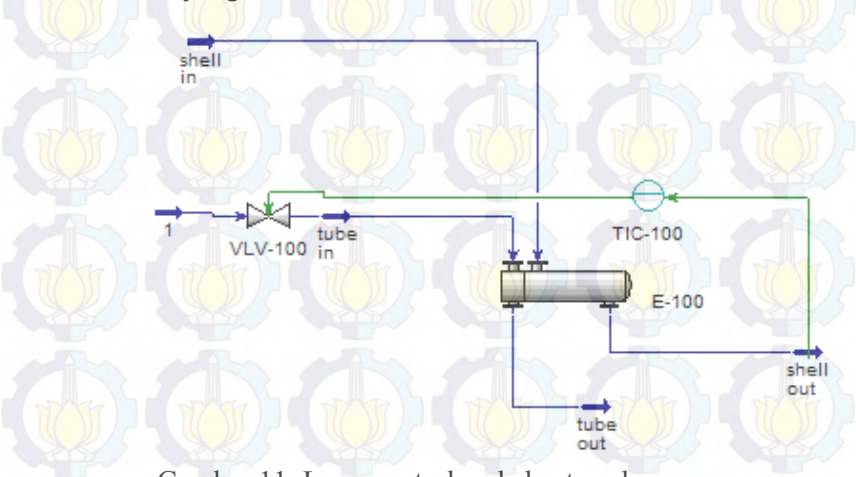
6. Simulasi secara Dinamik

Untuk menjalankan simulasi secara dinamik, maka click Dynamic mode di flowsheet seperti pada gambar dibawah ini.



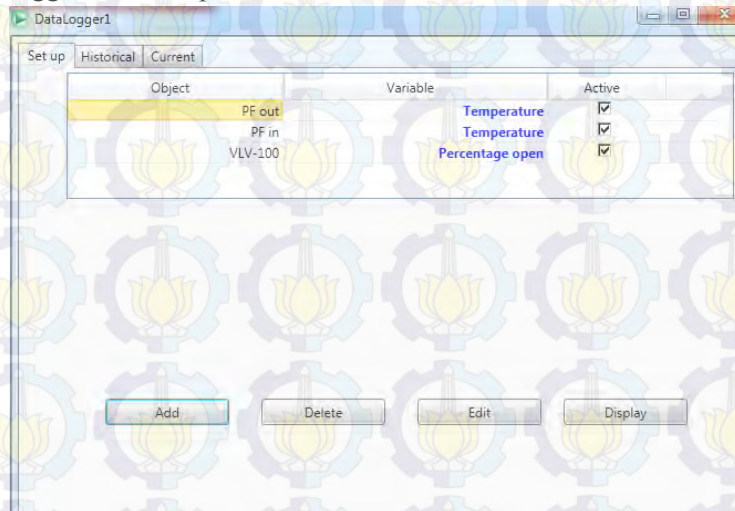
Gambar 10. Mengaktifkan mode dinamik

Jika mode dinamik telah dijalankan, maka untuk mendapatkan hasil dari simulasi secara dinamik, click strip chart di kolom bagian kirai dari flow sheet. Stripchart ini berfungsi untuk mendapatkan visualisasi dari proses yang disimulasikan. Miaslnya perubahan flowrate, perubahan temperature yang parameter proses yang lain. Dan untuk mendapatkan simulasi secara dinamik maka perlu dipasang controller yang telah tersedia di Palette.



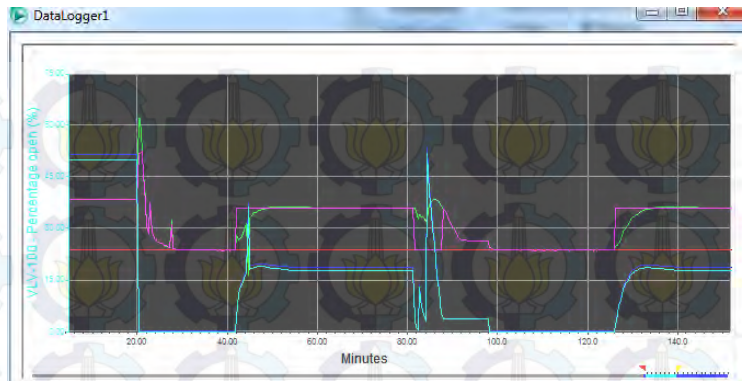
Gambar 11. Loop control pada heat exchanger

Setelah itu input data logger sesuai dengan parameter proses yang ingin dimonitoring. Tampilan pada pengisian data logger adalah seperti berikut ini.



Gambar 12. Tampilan pada data logger

Setelah itu jalankan simulasi untuk beberapa saat, jalankan simulasi dengan merubah input yang berupa laju aliran steam sebagai pemanas. Maka selanjutnya tampilkan stripchart dengan mengclick perintah display pada gambar 12. Setelah beberapa parameter diubah-ubah, maka akan terdapat perubahan respon pada proses yang sedang dijalankan. Sehingga akan didapatkan gambar grafik respon seperti berikut ini.



Gambar 13. Respon sistem pada strip chart

Lampiran 5

Data proses

STEAM INLET HEX A-K				
Pressure (psig)	Temperature (F)	Flow (BSEWP D)	Pressure (psig)	Temperature (F)
CGS05_8 057PI085 1	CGS05_805 7TI0834	CGS05_ 8057FIC 0801	CGS05_ 8057PIC 0854A	CGS05_805 7TI0835A
549.82	480.9	9863.68	36	274.01
552.07	481.28	9592.22	35.49	273.46
553.84	481.43	9650.95	36.14	273.93
551.93	481.4	9783.93	35.49	273.39
553.75	481.71	10058.74	36.03	274.48
555.22	481.84	10052.91	35.68	274.18
556.15	481.95	9673.54	36.07	273.77
555.26	482.03	9785.68	36.07	274.55
555.31	481.87	9738.61	35.55	273.66
552.74	481.8	9948.63	35.16	273.08
554.84	481.76	9693.88	35.85	273.01
554.47	481.76	9969.38	35.12	273.15
556.05	482.22	10033.49	36.02	273.11
556.27	482.24	9929.87	35.12	273.72
556.02	482.11	9734.66	35.9	273.84
557.4	482.1	9653.49	36.25	273.35
556.08	482	10045.84	34.78	273.07

557.79	482.1	10280.93	35.73	274.6
556.23	482.22	9939.52	35.79	274.12
558.9	482.33	9640.45	34.55	272.62
558.1	482.55	9806.83	35.4	273.72
560	482.5	9804.07	37.12	273.4
558.38	482.54	10438.66	35.89	273.46
558.79	482.5	9918.08	36.9	272.96
558.38	482.54	9913.25	35.71	273.93
560.29	482.84	9745.73	35.83	273.53
560.44	483.04	9676.81	35.54	273.72
562.05	482.93	9396.54	37	273.75
562.47	483.2	9773.74	37.84	274.64
560.91	482.97	9368.43	36.05	273.85
560.7	482.9	9996.03	36	273.92
558.42	482.6	10736.37	36.47	274.73
555.46	482.42	10013.27	35.19	272.73
555.71	482.2	10201.68	35.31	273.57
556	482.03	10026.91	36.13	273.91
552.02	481.6	10059.81	36	274.65
553.45	481.68	9583.28	36.58	275.1
554.21	481.84	9560.97	36.66	275.66
555.1	481.68	9646.08	35.88	274.02
554.66	482.13	10181.07	36.72	275.65
557.18	482.63	10018.32	35.43	273.25
560.92	483.27	10062.25	35.49	273.34
562.93	483.01	9456.54	35.99	273.56
557.17	482.48	9785.26	35.43	273.25

556.75	482.11	10193.43	35.1	273.17
558.48	482.47	9354.18	37.77	275.07
557.61	482.47	10367.9	36.96	275.91
559.55	482.75	10170.35	35.81	273.66
563.57	483.65	9915.78	38.66	277.94
564.03	483.73	9973.32	35.89	273.92
580.93	486.35	-205.32	19	249.91
582.33	486.65	-185.03	18.5	248.95
582.3	486.66	-160.65	20.04	203.46
582.97	486.75	-117.4	19.89	302.9
581.5	486.67	-114.53	21.42	305.39
579.43	486.21	-94.02	21.94	301.07
575.96	485.72	9.23	22.97	256.22
571.61	484.85	17.39	21.97	291.29
572.7	484.97	13.71	22.63	292.05
573.5	485.16	6.62	21.3	291.7
570.75	484.73	3469.46	23.32	289.84
556.24	482.43	9161.33	35.36	273.29
555.71	482.37	10904.21	38.46	277.75
566.73	483.84	-207.65	13.16	261.17
571.26	484.7	-206.05	19.57	251.08
573.4	485.07	-246.01	15.48	248.43
575.44	485.46	-129.18	20.58	207.2
576.52	485.61	-126.55	20.93	210.04
576.43	485.67	-131.6	20.4	209.18
577.02	485.73	-126.72	20.26	208.47
577.59	485.86	-101.95	20.64	206.75

578.04	485.96	-92.95	20.88	204.42
577.99	485.88	-134.77	21.18	252.95
579.27	486.15	-153.11	21.03	280.5
580.65	486.34	-154.1	20.65	296.65
580.71	486.46	-155.77	20.13	303.36
578.95	486.15	-67.53	21.46	252.83
576.85	485.84	26.95	23.62	258.69
575.5	485.64	137.15	22.72	290.66
575.03	485.45	2133.72	22.49	279.51
575.28	485.54	2119.35	22.81	278.9
576.8	485.7	2141.18	22.65	269.95
577.63	485.9	2138.31	23.04	272.93
579.62	486.25	2140.73	22.63	281.79
578.55	486.07	2482.33	22.95	277.3
577.33	485.87	2485.06	22.75	261.66
577.39	485.8	2465.43	22.9	257.69
577.49	485.79	2450.92	22.54	257.6
577.35	485.84	2438.97	22.26	257.24

PROD FLUID INLET H-K		STEAM OUTLET	
Pressure (psig)	Temperature (F)	Temperature (F)	Pressure (psig)
CGS05_8 057PI0801 A	CGS05_8057 TI0837A	CGS05_805 7TI0836	CGS05_805 7PI0855
22.14	121.96	185.11	24.18
22.27	122.91	183.53	24.38
23.2	121.53	186.18	25.38
22.53	122.69	188.41	24.75
22.68	120.49	189.29	24.82
22.69	123.91	185.35	24.78
23.08	123.73	189.3	25.2
22.16	122.51	194.88	24.38
22.51	125.09	192.64	24.62
23	125.07	191.11	25.16
22.99	122.25	187.07	25.22
22.29	125.68	188.69	24.39
22.93	125.72	192.73	25.02
23.25	123.95	188.14	25.36
23.63	124.75	188.28	25.78
22.39	124.66	192.99	24.42
22.81	126.65	196.76	24.95
23.06	123.59	188.76	25.18

22.38	127.49	194.78	24.31
21.58	125.84	194.91	23.71
22.83	126.16	190.64	24.87
22.73	123.62	191.08	24.81
22.69	126.29	192.03	24.77
22.26	124.54	199.61	24.38
22.87	125.44	191.22	24.95
22.66	124.61	189.9	24.77
22.04	124.35	200.89	24.14
22.4	128.15	198.7	24.53
23.22	127.75	192.92	25.4
23.06	125.01	193.01	25.24
23.31	127.68	193.6	25.43
22.1	130.95	197.86	24.31
23.53	129.16	195.01	25.74
23.21	128.77	190.82	25.42
22.36	132.8	201.43	24.36
22.67	133.66	200.96	24.89
23.44	135.47	201.85	25.72
22.09	134.3	198.07	24.33
21.96	138.48	200.01	24.32
23.24	136.66	199.46	25.52
23.53	136.51	201.01	25.8
23.24	138.64	201.01	25.6
23.05	140.33	197.41	25.42
23.59	141.38	195.19	25.9
22.99	137.16	201.06	25.34

22.64	137.68	198.41	25.03
22.78	144.79	204.36	25.13
24.07	140.28	206	26.5
21.76	140.81	207.66	23.92
21.22	141.35	207.69	23.5
21.22	140.23	212.21	23.46
22.66	141.69	201.56	24.99
22.43	139.54	193.66	24.85
22.19	140.14	199.48	24.4
23.3	143.57	182.88	25.64
23.62	141.16	182.24	26.02
24.14	143.62	175.12	26.58
23.62	139.96	177.24	25.97
23.94	144.03	178.72	26.43
22.67	144.75	185.68	25.07
23.21	145.04	180.23	25.58
23.53	145.42	178.7	25.94
22.95	145.98	189.91	25.35
21.14	141.03	199.81	23.5
21.99	143.29	207.19	24.36
22.45	141.48	196.45	24.77
23.05	139.23	190.96	25.36
22.94	141.05	181.94	25.31
22.71	139.13	183.94	24.96
22.1	140.78	182.01	24.39
23.17	138.83	179.25	25.44
23.35	136.9	180.71	25.61

23.48	138.47	182.54	25.74
23.6	136.35	188.16	25.92
23.15	136.64	187.47	25.4
22.73	137.93	187.67	25.05
23.05	134.5	187.6	25.3
23.84	135.17	172.1	26.12
23.47	132.65	178.82	25.73
23.16	135.01	183.26	25.38
23.88	134.38	186.26	26.19
23.49	134.19	190.84	25.73
23.93	132.64	188.45	26.26
23.55	135.68	186.93	25.78
23.56	132.63	194.58	25.79
23.73	132.63	195.41	25.94
24.11	132.93	188.34	26.32

STEAM INLET HEX L-V			PROD FLUID OUTLET HEX A-K	
Flow	Pressure	Temperature	Pressure	Temperature
(BSEWPD)	(psig)	(F)	(psig)	(F)
CGS05_8057FIC0802	CGS05_8057PIC0854B	CGS05_8057TI0835B	CGS05_8057PI0801B	CGS05_8057TIC0801
8238.84	35.21	274.52	17.42	175.08

8004.53	35.07	274.56	16.88	174.19
7889.87	36.2	275.44	17.6	173.28
7890.01	36.01	276.02	17.54	169.86
7962.87	36.17	276.35	17.37	174.78
8182.55	36.28	276.14	17.67	172.83
7879.35	36.44	276.68	17.59	174.31
7864.78	37.73	277.62	17.05	179.02
7843.58	35.41	275.27	16.9	179.26
8036.02	36.83	276.51	17.42	173.89
7411.96	36.6	276.04	18.57	174.43
8032.08	35.98	276.25	16.61	182.19
8064.94	35.37	275.38	17.67	177.67
7910.19	36.02	276.17	17.65	176.76
7914.72	39.48	277.87	18.47	172.64
7970.83	36.23	275.75	17.14	177.26
8102.79	37.24	278.49	17.29	177.4
7892	37.18	278.3	17.85	167.14
7641.79	36.15	276.33	16.96	176.07
7632.11	35.58	275.64	16.56	181.35
7940.02	36.13	275.93	17.53	178.91
7961.51	37.22	277.71	17.67	174.85
7837.54	37.69	277.54	17.3	176.8
7885.55	36.21	275.92	16.92	178.29
7915.46	36.92	276.65	17.41	176.07
7911.36	37.66	277.98	17.36	175.74
7901.83	38.56	279.05	16.45	176.9
7789.43	38.13	276.83	17.02	182.08
7887.83	37.51	277.64	18.29	174.55
7625.29	37.03	277	17.33	176.86
7980.05	37.02	277.7	17.54	183.63

8318.05	36.44	277.34	16.87	181.42
8049.33	37.24	278.09	18.31	179.21
8030.04	36.57	277.85	18.3	177.53
7651.38	36.03	277.43	18	181.37
8089.67	36.28	277.34	17.43	182.44
7420.09	37.29	277.79	18.03	185.79
7739.08	36.58	277.65	16.42	179.06
7635.22	35.79	276.31	17.01	186.15
7811.37	38	278.68	17.82	187.93
7948.59	37.56	278.43	18.29	184.23
8045.63	36.68	277.37	17.93	188.07
7796.6	38.02	278.12	17.53	191.09
8199.12	36.78	277.5	18.42	186.1
7989.85	36.9	277.73	17.52	185.48
7508.87	36.36	276.89	17.57	188.68
7941.78	36.45	277.67	17.45	189.23
7741.02	37.79	279.27	19.16	189.73
8048.51	38.89	280.21	16.31	195.67
8189.82	37.33	278.37	16.85	196.23
8573.67	41.07	316.07	16.62	193.16
8603.02	40.05	320.56	17.63	168.05
8572.29	43.2	308.38	17.27	152.6
8585.54	40.01	291.36	17.18	152.76
8550.17	36.96	278.99	18.09	148.84
8507.8	37.12	277.2	19.04	149.33
8462.94	36.11	276.68	18.65	152.93
8428.4	38.37	278.85	18.1	151.23
8432.94	39.09	280	18.09	154.15
8455.08	38.81	279.6	17.62	156.74
8473.35	37.99	280.52	18.33	157.81

8211.06	36.72	277.8	18.35	174.76
8996.32	38.25	279.13	18.07	188.19
8441.22	36.06	277.95	16.25	210.6
8460.89	36.7	279.43	17.11	170.64
8509.53	37.76	299.9	17.31	154.87
8539	40.48	306.07	17.63	148.13
8524.74	37.36	305.59	17.99	144.95
8520.63	36.75	283.29	17.47	145.52
8531.91	40.45	284.79	17.57	144.33
8530.8	39.52	283.95	18.12	142.8
8513.75	40.66	284.7	18.38	139.97
8314.32	40.25	280.78	17.92	142.73
8548.33	40.65	280.97	18.24	139.1
8523.37	43.56	282.63	18.06	138.39
8520.09	37.03	278.95	17.44	140.37
8513.71	40.44	282.01	17.61	140.93
8479.76	39.25	280.11	18.23	140.78
8467.57	39.69	280.48	18.41	138.83
8436.97	41.69	281.66	17.52	149.09
8393.53	39.47	279.62	18.13	147.67
8387.82	39.6	280.82	18.16	145.32
8434.74	38.95	279.73	18.24	143.76
8509.4	41.5	281.89	18.14	150.65
8466.38	40	280.89	18.12	144.93
8435.64	38.12	281.42	18.2	144.86
8414.2	41.14	279.75	18.58	149.42

PROD FLUID		PROD FLUID	
INLET		OUTLET	
HEX L-V		HEX L-V	
Pressure (psig)	Temperature (F)	Pressure (psig)	Temperature (F)
CGS05_805 7PI0802A	CGS05_8057 TI0837B	CGS05_8057 PI0802B	CGS05_8057 TI0802
30.27	127.78	26.26	155.42
29.98	128.48	25.89	154.56
30.12	138.99	26.12	166.95
29.01	131.68	23.54	165.14
29.77	134.1	24.99	160.33
29.08	133.92	25.55	160.47
28.6	136.73	24.67	162.56
29.17	142.8	25.61	174.74
29.09	136.68	24.41	165.47
28.9	136.39	25.03	164.91
29.74	136.56	25.78	167.46
29.17	143.76	25.19	172.26
28.19	138.44	23.48	167.93
29.47	137.93	25.27	167.73
29.78	138.12	25.33	166.36
29.36	138.03	25.4	165.3
27.66	145.01	23.37	172.27

28.5	139.57	24.16	169.79
29.17	138.8	25.36	170.22
29.33	139.76	24.81	169.49
29.19	140.08	25.5	167.72
28.09	143.99	23.54	169.5
29.36	144.52	25.36	179.89
28.9	140.02	25.21	170.88
29.15	140.85	25.7	168.46
28.06	139.26	23.06	169.67
28.82	142.75	25.03	173.64
29.33	142.75	25.6	180.94
28.37	140.84	23.65	169.72
29.13	140.13	25.48	170.06
29.27	140.89	25.39	175.18
28.96	147.84	25.02	175.99
29.28	141.85	24.36	174.12
28.18	140.94	23.14	170.26
29.97	141.92	25.86	170.72
30.11	149.32	25.97	181.22
29.57	143.19	25.33	171.93
28.89	143.4	25.04	170.83
29.84	143.73	25.94	170.97
28.19	151.12	23.22	183.95
29.14	144.5	25.25	178.69
28.91	144.82	25.53	174.97
28.96	144.5	25.54	174.1
28.75	154.27	25.15	182.5

29.55	146.59	25.4	177.7
29.61	148.07	25.14	180.23
28.86	148.64	24.48	174.34
29.45	156.47	24.5	178.74
28.41	152	22.37	185.68
28.37	150.86	24	180.97
26.72	151.31	23.12	185.95
26.31	150.06	22.81	191.74
27.74	153.06	24.41	187.51
27.67	151.44	24.33	188.11
28.19	159.38	24.88	188.52
28.44	152.47	25.23	183.52
29.75	151.48	25.39	177.35
28.56	152.07	25.2	181.12
28.15	159.35	23.06	191.49
27.32	152.25	24.21	185.57
28.29	153.74	24.82	186.98
29.33	152.86	25.73	183.72
28.61	153.64	24.38	179.96
27.49	153.63	24.3	180.99
27.59	156.24	22.6	184.9
27.31	151.74	21.14	182.76
28.21	151.42	24.61	188.06
27.93	152.24	24.8	189.22
28.46	151.81	25.03	180.01
28.49	152.93	24.65	183.11
26.17	157.43	21.42	187.67

26.22	152.3	20.16	184.84
28.37	152.32	23.44	182.64
28.22	153.76	24.76	188.54
28.37	151.78	23.91	182.78
27.06	160.01	22.7	191.06
27.55	151.04	22.83	181.23
28.41	152.02	24.84	182.51
27.79	150.26	24.08	182.49
27.94	156.74	24.84	189.08
27.86	150.61	24	181.08
27.58	150.9	22.43	180.11
28.16	150.76	23.26	180.89
28.18	149.42	24.76	179.41
27.81	154.92	24.57	194.98
27.23	148.72	24.01	182.72
29.01	148.07	25.23	177.21

Lampiran 4

Data Properties Production Fluid Duri

UWI	Common Well	Sample ID	Sampling Date	Specific Gravity at 60/60 °F	Viscosity at 100 °F, SFS	Viscosity at 100 °F, cP	Viscosity at 100 °F, cSt
DURI05198	6N-19C	DRI-0610-0117-003-01	38982	0.9339	782.1	1522.4	1657.9
DURI05205	6N-32B	DRI-0610-0117-004-01	38982	0.9303	252.9	489.7	535.5
DURI05254	6N-64B	DRI-0610-0117-006-01	38981	0.9285	406.7	786.7	861.9
DURI05348	8M-73B	DRI-0610-0117-002-01	38985	0.9346	543.1	1057.8	1151
DURI05394	7N-64B	DRI-0610-0117-005-01	38985	0.9347	266	517.8	563.3
DURI05409	7N-63B	DRI-0610-0117-007-01	38981	0.936	464.3	905.7	984
DURI05412	7N-61B	DRI-0610-0117-001-01	38981	0.9329	294.2	571.6	623.2

DURI0565 0	6K-46B	DRI-0610-0076- 004-01	38981	0.9338	204.5	397.5	432.9
DURI0577 2	6K-20B	DRI-0610-0076- 003-01	38981	0.9358	287.9	561.2	609.9
DURI0592 3	4K-54B	DRI-0610-0076- 001-01	38981	0.9222	96.3	183.8	202.7
DURI0595 1	4K-30B	DRI-0610-0076- 002-01	38981	0.9312	203.1	393.6	429.9
DURI0603 7	4J-80B	DRI-0610-0076- 006-01	38982	0.9366	223.1	435.1	472.3
DURI0605 0	4K-10B	DRI-0610-0076- 008-01	38981	0.9357	200.8	391.1	425
DURI0627 2	3K-34B	DRI-0610-0076- 007-01	38982	0.9372	226.4	441.9	479.4
DURI0641 1	3L-15B	DRI-0610-0076- 005-01	38982	0.9333	185.5	360.2	392.6
DURI0756 2	3E-0909A	DRI-0908-0305- 002-01	40050	0.9411			
DURI0758 7	4E-0707A	DRI-0908-0305- 004-01	40050	0.947			
DURI0780 4	3E-0309A	DRI-0908-0305- 001-01	40050	NA			

DURI0799 7	3F-0509A	DRI-0908-0305- 003-01	40050	0.9465			
DURI0285 3	7S-41A	DRI-0902-0115- 001-01	39849				
DURI0285 3	7S-41A	DRI-0902-0115- 002-01	39849				
DURI0673 4	3L-46C	DRI-0806-0246- 001-01	39615	0.9359	253.6	494.2	537.1
DURI0019 9	3R-59A	DRI-1401-0185- 004-01	41663		563.4	1069.6	1194.1
DURI0027 5	4R-35A	DRI-1408-0173- 003-01	41863				
DURI0028 5	3R-33A	DRI-1402-0166- 001-01	41688				
DURI0064 2	3S-46A	DRI-1304-0046- 002-01	41365	0.932	585.2	1136.7	1240.4
DURI0091 1	4T-59A	DRI-1304-0046- 004-01	41365	NA	NA	NA	NA
DURI0092 5	4T-55A	DRI-1303-0107- 003-01	41339			846.6	
DURI0104 7	3S-26A	DRI-1303-0107- 004-01	41339				

DURI0120 9	3S-47A	DRI-1304-0046- 003-01	41365	NA	NA	NA	NA
DURI0138 9	4R-33A	DRI-1408-0173- 002-01	41863				
DURI0139 2	4R-32B	DRI-1408-0173- 001-01	41863				
DURI0141 7	3R-67A	DRI-1304-0046- 001-01	41365	NA	NA	NA	NA
DURI0142 6	3R-27A	DRI-1408-0173- 007-01	41865				
DURI0142 9	3R-56A	DRI-1004-0211- 008-01	40284				
DURI0143 4	3R-36A	DRI-1004-0211- 002-01	40284				
DURI0143 5	3R-18A	DRI-1303-0107- 001-01	41339			NA	
DURI0144 1	3Q-87A	DRI-1409-0175- 001-01	41897				
DURI0144 1	3Q-87A	DRI-1412-0289- 003-01	41997				
DURI0144 3	3Q-86A	DRI-1408-0173- 012-01	41866				

DURI0144 8	3Q-89A	DRI-1303-0107- 002-01	41339			NA	
DURI0158 8	3R-15B	DRI-1408-0173- 011-01	41866				
DURI0168 7	4N-89A	DRI-1405-0244- 002-01	41782			629.9	
DURI0211 1	6P-29A	DRI-1201-0280- 001-01	40926	0.9425			
DURI0238 5	3Q-67B	DRI-1408-0173- 005-01	41864				
DURI0238 6	4T-73C	DRI-1004-0106- 002-01	40275				
DURI0240 8	3R-13B	DRI-1408-0173- 004-01	41864				
DURI0377 4	5M-19A	DRI-0907-0013- 001-01	39989	0.9371			
DURI0378 4	6M-11A	DRI-0812-0253- 011-01	39802				
DURI0378 4	6M-11A	DRI-1103-0177- 001-01	40617	0.9365		1170.4	1270.9
DURI0455 3	4M-57A	DRI-1310-0252- 003-01	41570			96.6	

DURI0455 3	4M-57A	DRI-1310-0289- 002-01	41572			260.4	
DURI0455 3	4M-57A	DRI-1310-0291- 002-01	41575			514.3	
DURI0455 3	4M-57A	DRI-1310-0293- 002-01	41576			797.4	
DURI0455 3	4M-57A	DRI-1310-0305- 005-01	41577			702.6	
DURI0455 3	4M-57A	DRI-1311-0016- 003-01	41578			746.9	
DURI0455 3	4M-57A	DRI-1311-0019- 005-01	41579			742.2	
DURI0455 3	4M-57A	DRI-1311-0084- 002-01	41580			988.4	
DURI0456 0	4L-75A	DRI-1210-0148- 001-01	41192	0.9294		NA	
DURI0478 8	6P-29C	DRI-1112-0388- 003-01	40904	NA			
DURI0500 7	6P-29B	DRI-1112-0388- 002-01	40904	0.9332			
DURI0529 6	3R-69C	DRI-1401-0185- 006-01	41663		1864.3	3645.2	3952.3

DURI0641 2	4J-10A	DRI-1310-0289- 001-01	41572			456.3	
DURI0641 2	4J-10A	DRI-1310-0291- 001-01	41575			705.2	
DURI0641 2	4J-10A	DRI-1310-0293- 001-01	41576			747.4	
DURI0641 2	4J-10A	DRI-1310-0305- 001-01	41577			762.1	
DURI0641 2	4J-10A	DRI-1311-0016- 001-01	41578			533.1	
DURI0641 2	4J-10A	DRI-1311-0019- 001-01	41579			480	
DURI0641 2	4J-10A	DRI-1311-0084- 001-01	41580			258.3	
DURI0641 2	4J-10A	DRI-1311-0086- 001-01	41581			864.3	932.2
DURI0655 5	4H-70B	DRI-1310-0252- 002-01	41570			693	
DURI0655 5	4H-70B	DRI-1310-0289- 003-01	41572			704	
DURI0655 5	4H-70B	DRI-1310-0291- 003-01	41575			748.2	

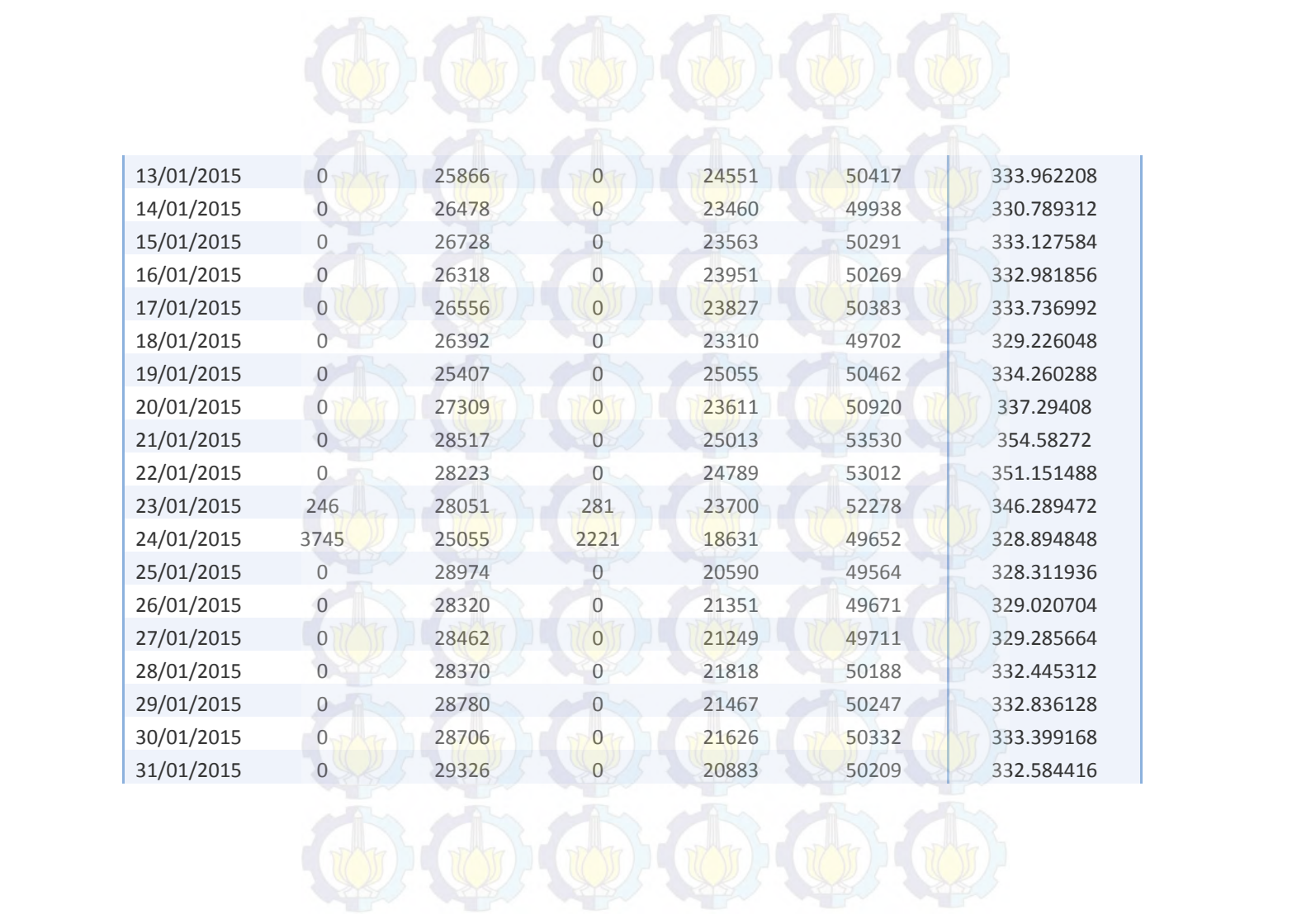
DURI0655 5	4H-70B	DRI-1310-0293- 003-01	41576			806.9	
DURI0655 5	4H-70B	DRI-1310-0305- 003-01	41577			852.1	
DURI0655 5	4H-70B	DRI-1311-0016- 002-01	41578			808.1	
DURI0655 5	4H-70B	DRI-1311-0019- 002-01	41579			853.6	
DURI0670 1	4H-46A	DRI-1310-0252- 001-01	41570			747.3	
DURI0670 1	4H-46A	DRI-1310-0289- 004-01	41572			916.8	
DURI0670 1	4H-46A	DRI-1310-0291- 004-01	41575			943	
DURI0670 1	4H-46A	DRI-1310-0293- 004-01	41576			962.6	
DURI0670 1	4H-46A	DRI-1310-0305- 004-01	41577			939.6	
DURI0670 1	4H-46A	DRI-1311-0019- 003-01	41579			1051.7	
DURI0670 1	4H-46A	DRI-1311-0084- 003-01	41580			999.9	

DURI0670 9	3H-16B	DRI-0911-0244- 002-01	40137	0.9369			
DURI0672 5	3H-17D	DRI-0911-0244- 001-01	40137	0.937			
DURI0676 6	3G-72A	DRI-1310-0295- 001-01	41576			587	
DURI0676 6	3G-72A	DRI-1310-0305- 002-01	41577			735.8	
DURI0676 6	3G-72A	DRI-1311-0019- 004-01	41579			1072.9	
DURI0676 6	3G-72A	DRI-1311-0084- 004-01	41580			1308.8	
DURI0676 6	3G-72A	DRI-1311-0086- 002-01	41581			1483.3	1587.3
DURI0676 6	3G-72A	DRI-1311-0088- 001-01	41582			1520.7	1627.8
DURI0676 6	3G-72A	DRI-1311-0088- 002-01	41583			1554.2	1665.3
DURI0678 8	3H-59B	DRI-0905-0365- 001-01	39931	0.9427	331.3		702
DURI0757 9	3R-66C	DRI-1405-0242- 003-01	41781				

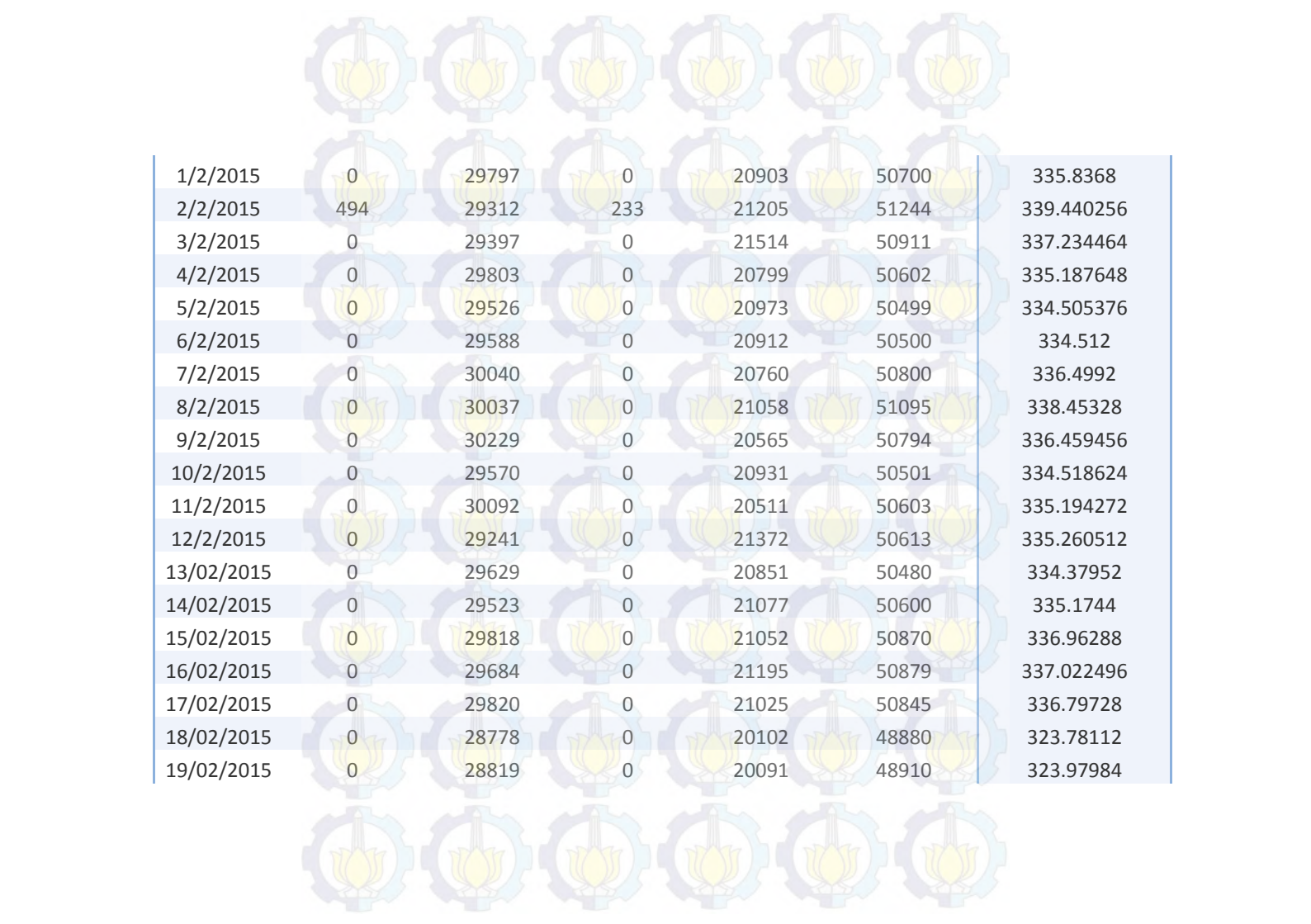
Lampiran 3

Data Production Fluid

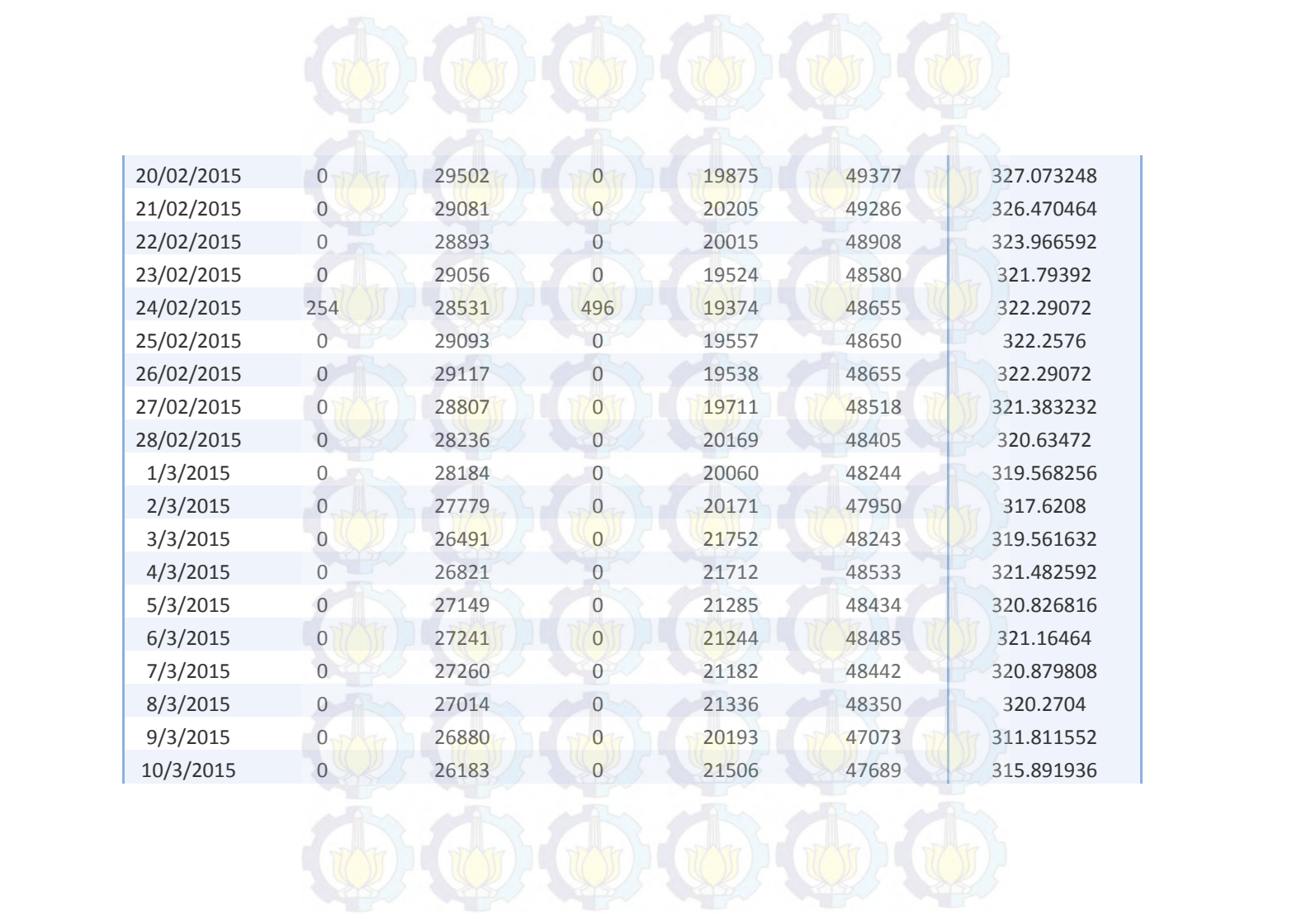
Date	Duri CGS05 DC Pri.Meter 1	Duri CGS05 DC Pri.Meter 2	Duri CGS05 DC Pri.Meter 3	Duri CGS05 DC Pri.Meter 4	Duri CGS05 Total Oil Produced to Dumai	total oil (m3/hr)
1/1/2015	0	25731	0	22852	48583	321.813792
2/1/2015	0	25352	0	22958	48310	320.00544
3/1/2015	0	25210	0	23267	48477	321.111648
4/1/2015	0	24937	0	23129	48066	318.389184
5/1/2015	0	25541	0	22863	48404	320.628096
6/1/2015	0	25171	0	23454	48625	322.092
7/1/2015	0	25685	0	23060	48745	322.88688
8/1/2015	0	25607	0	24005	49612	328.629888
9/1/2015	0	26679	0	23790	50469	334.306656
10/1/2015	0	26082	0	24356	50438	334.101312
11/1/2015	0	25941	0	24289	50230	332.72352
12/1/2015	444	25745	289	23794	50272	333.001728



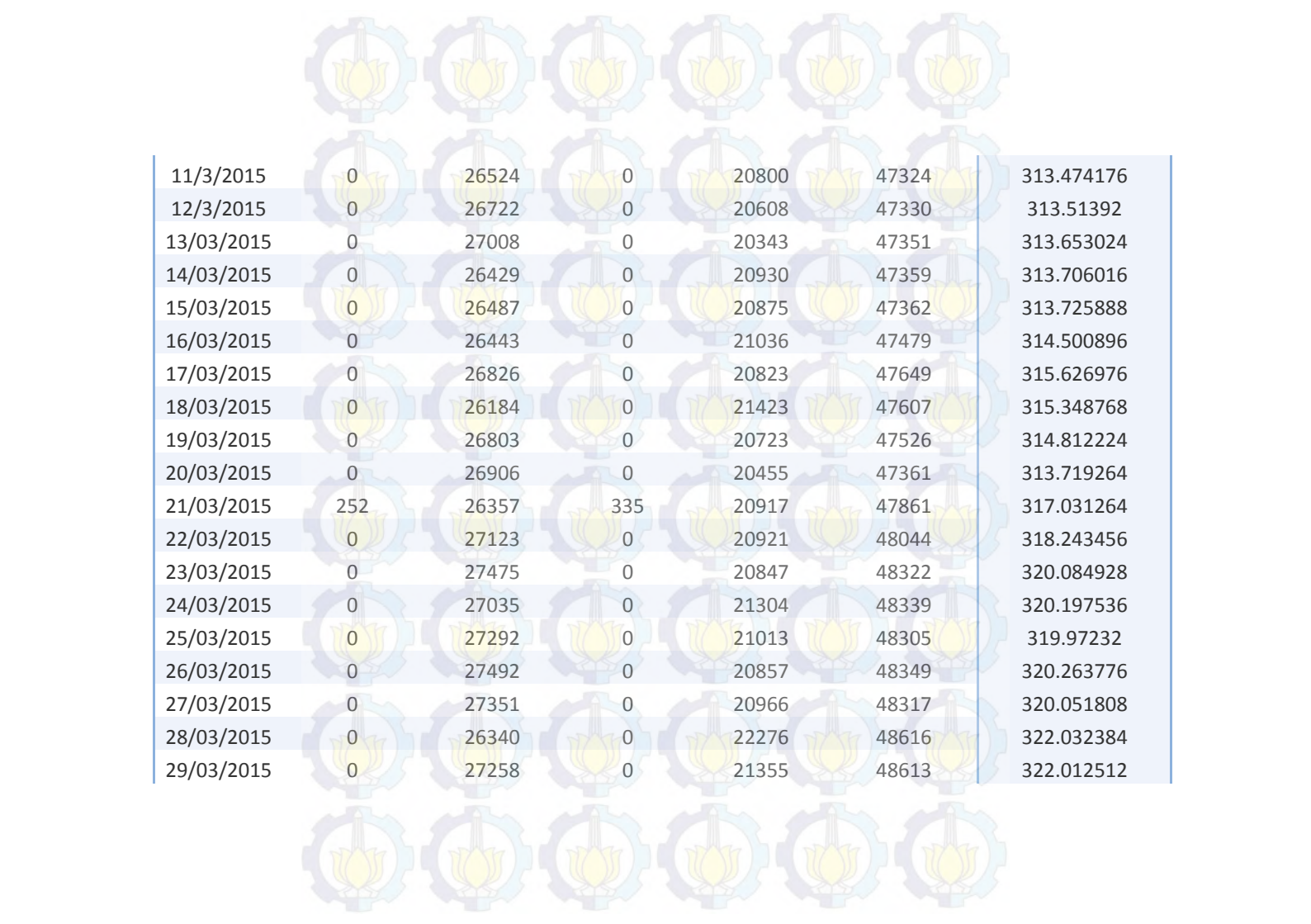
13/01/2015	0	25866	0	24551	50417	333.962208
14/01/2015	0	26478	0	23460	49938	330.789312
15/01/2015	0	26728	0	23563	50291	333.127584
16/01/2015	0	26318	0	23951	50269	332.981856
17/01/2015	0	26556	0	23827	50383	333.736992
18/01/2015	0	26392	0	23310	49702	329.226048
19/01/2015	0	25407	0	25055	50462	334.260288
20/01/2015	0	27309	0	23611	50920	337.29408
21/01/2015	0	28517	0	25013	53530	354.58272
22/01/2015	0	28223	0	24789	53012	351.151488
23/01/2015	246	28051	281	23700	52278	346.289472
24/01/2015	3745	25055	2221	18631	49652	328.894848
25/01/2015	0	28974	0	20590	49564	328.311936
26/01/2015	0	28320	0	21351	49671	329.020704
27/01/2015	0	28462	0	21249	49711	329.285664
28/01/2015	0	28370	0	21818	50188	332.445312
29/01/2015	0	28780	0	21467	50247	332.836128
30/01/2015	0	28706	0	21626	50332	333.399168
31/01/2015	0	29326	0	20883	50209	332.584416



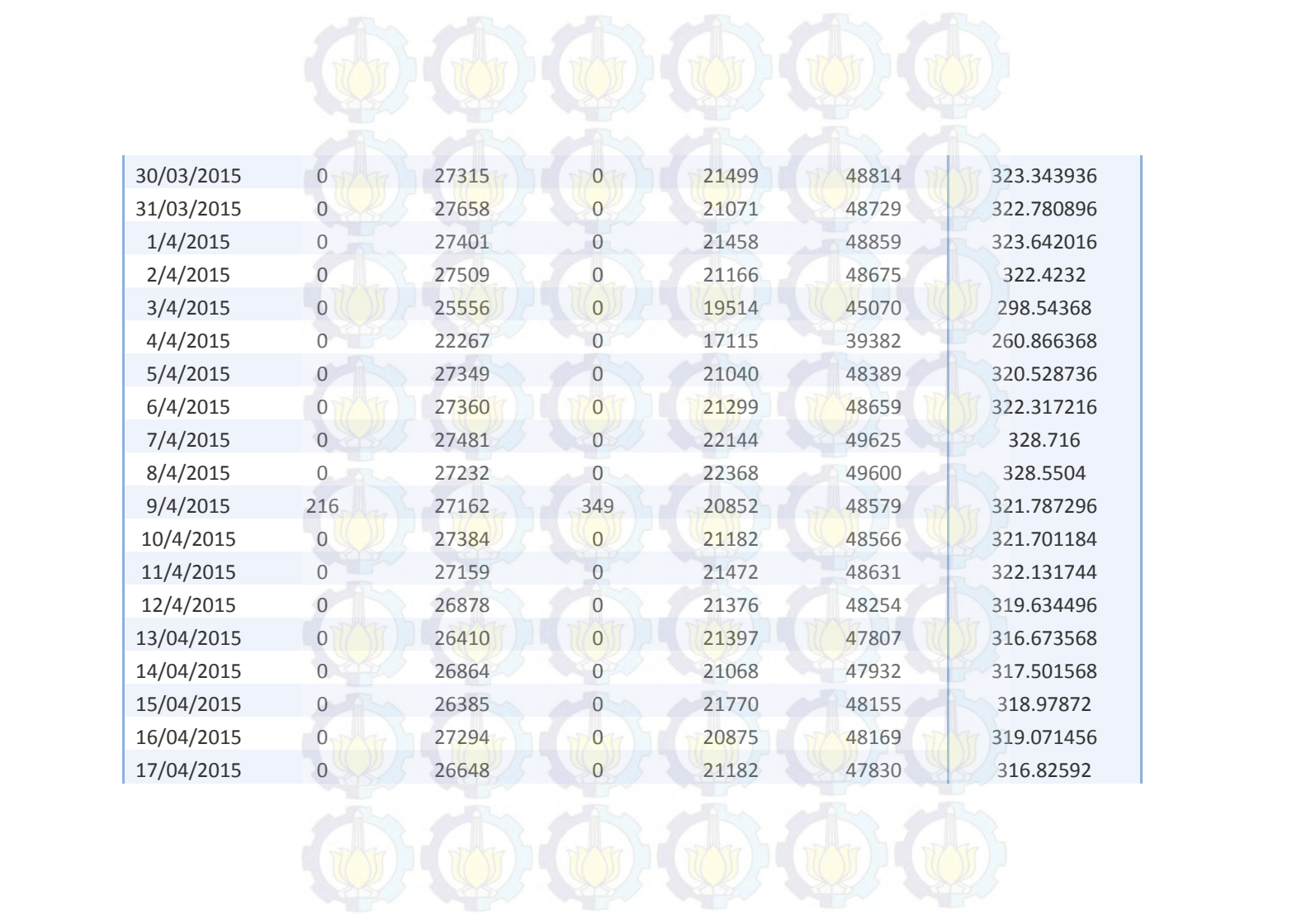
1/2/2015	0	29797	0	20903	50700	335.8368
2/2/2015	494	29312	233	21205	51244	339.440256
3/2/2015	0	29397	0	21514	50911	337.234464
4/2/2015	0	29803	0	20799	50602	335.187648
5/2/2015	0	29526	0	20973	50499	334.505376
6/2/2015	0	29588	0	20912	50500	334.512
7/2/2015	0	30040	0	20760	50800	336.4992
8/2/2015	0	30037	0	21058	51095	338.45328
9/2/2015	0	30229	0	20565	50794	336.459456
10/2/2015	0	29570	0	20931	50501	334.518624
11/2/2015	0	30092	0	20511	50603	335.194272
12/2/2015	0	29241	0	21372	50613	335.260512
13/02/2015	0	29629	0	20851	50480	334.37952
14/02/2015	0	29523	0	21077	50600	335.1744
15/02/2015	0	29818	0	21052	50870	336.96288
16/02/2015	0	29684	0	21195	50879	337.022496
17/02/2015	0	29820	0	21025	50845	336.79728
18/02/2015	0	28778	0	20102	48880	323.78112
19/02/2015	0	28819	0	20091	48910	323.97984



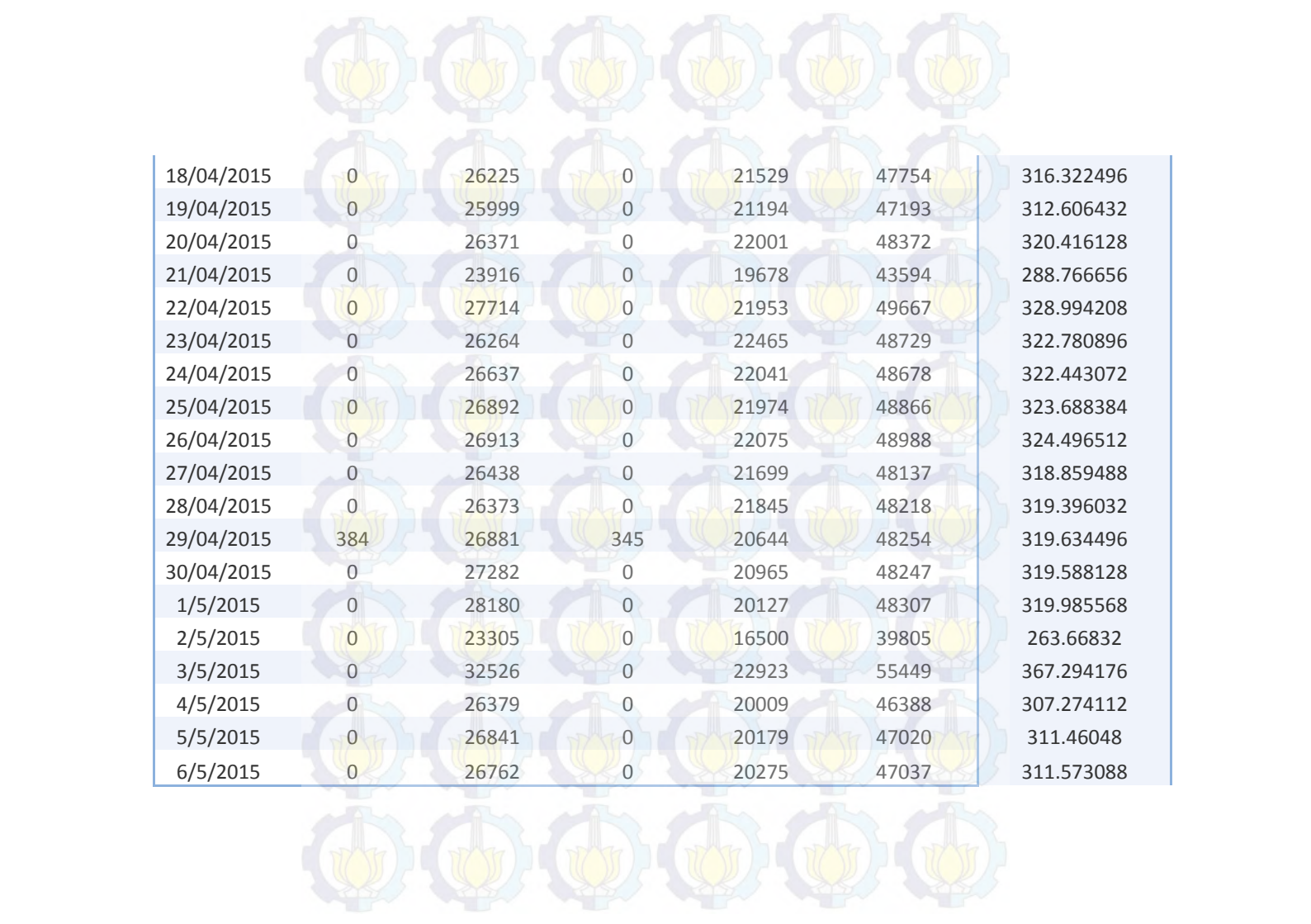
20/02/2015	0	29502	0	19875	49377	327.073248
21/02/2015	0	29081	0	20205	49286	326.470464
22/02/2015	0	28893	0	20015	48908	323.966592
23/02/2015	0	29056	0	19524	48580	321.79392
24/02/2015	254	28531	496	19374	48655	322.29072
25/02/2015	0	29093	0	19557	48650	322.2576
26/02/2015	0	29117	0	19538	48655	322.29072
27/02/2015	0	28807	0	19711	48518	321.383232
28/02/2015	0	28236	0	20169	48405	320.63472
1/3/2015	0	28184	0	20060	48244	319.568256
2/3/2015	0	27779	0	20171	47950	317.6208
3/3/2015	0	26491	0	21752	48243	319.561632
4/3/2015	0	26821	0	21712	48533	321.482592
5/3/2015	0	27149	0	21285	48434	320.826816
6/3/2015	0	27241	0	21244	48485	321.16464
7/3/2015	0	27260	0	21182	48442	320.879808
8/3/2015	0	27014	0	21336	48350	320.2704
9/3/2015	0	26880	0	20193	47073	311.811552
10/3/2015	0	26183	0	21506	47689	315.891936



11/3/2015	0	26524	0	20800	47324	313.474176
12/3/2015	0	26722	0	20608	47330	313.51392
13/03/2015	0	27008	0	20343	47351	313.653024
14/03/2015	0	26429	0	20930	47359	313.706016
15/03/2015	0	26487	0	20875	47362	313.725888
16/03/2015	0	26443	0	21036	47479	314.500896
17/03/2015	0	26826	0	20823	47649	315.626976
18/03/2015	0	26184	0	21423	47607	315.348768
19/03/2015	0	26803	0	20723	47526	314.812224
20/03/2015	0	26906	0	20455	47361	313.719264
21/03/2015	252	26357	335	20917	47861	317.031264
22/03/2015	0	27123	0	20921	48044	318.243456
23/03/2015	0	27475	0	20847	48322	320.084928
24/03/2015	0	27035	0	21304	48339	320.197536
25/03/2015	0	27292	0	21013	48305	319.97232
26/03/2015	0	27492	0	20857	48349	320.263776
27/03/2015	0	27351	0	20966	48317	320.051808
28/03/2015	0	26340	0	22276	48616	322.032384
29/03/2015	0	27258	0	21355	48613	322.012512



30/03/2015	0	27315	0	21499	48814	323.343936
31/03/2015	0	27658	0	21071	48729	322.780896
1/4/2015	0	27401	0	21458	48859	323.642016
2/4/2015	0	27509	0	21166	48675	322.4232
3/4/2015	0	25556	0	19514	45070	298.54368
4/4/2015	0	22267	0	17115	39382	260.866368
5/4/2015	0	27349	0	21040	48389	320.528736
6/4/2015	0	27360	0	21299	48659	322.317216
7/4/2015	0	27481	0	22144	49625	328.716
8/4/2015	0	27232	0	22368	49600	328.5504
9/4/2015	216	27162	349	20852	48579	321.787296
10/4/2015	0	27384	0	21182	48566	321.701184
11/4/2015	0	27159	0	21472	48631	322.131744
12/4/2015	0	26878	0	21376	48254	319.634496
13/04/2015	0	26410	0	21397	47807	316.673568
14/04/2015	0	26864	0	21068	47932	317.501568
15/04/2015	0	26385	0	21770	48155	318.97872
16/04/2015	0	27294	0	20875	48169	319.071456
17/04/2015	0	26648	0	21182	47830	316.82592



18/04/2015	0	26225	0	21529	47754	316.322496
19/04/2015	0	25999	0	21194	47193	312.606432
20/04/2015	0	26371	0	22001	48372	320.416128
21/04/2015	0	23916	0	19678	43594	288.766656
22/04/2015	0	27714	0	21953	49667	328.994208
23/04/2015	0	26264	0	22465	48729	322.780896
24/04/2015	0	26637	0	22041	48678	322.443072
25/04/2015	0	26892	0	21974	48866	323.688384
26/04/2015	0	26913	0	22075	48988	324.496512
27/04/2015	0	26438	0	21699	48137	318.859488
28/04/2015	0	26373	0	21845	48218	319.396032
29/04/2015	384	26881	345	20644	48254	319.634496
30/04/2015	0	27282	0	20965	48247	319.588128
1/5/2015	0	28180	0	20127	48307	319.985568
2/5/2015	0	23305	0	16500	39805	263.66832
3/5/2015	0	32526	0	22923	55449	367.294176
4/5/2015	0	26379	0	20009	46388	307.274112
5/5/2015	0	26841	0	20179	47020	311.46048
6/5/2015	0	26762	0	20275	47037	311.573088

Lampiran 2

Crude Oil Analysis

Hydrocarbon composition, weight %:				
C1	nd	nd	nd	0
C2	nd	nd	nd	0
C3	nd	nd	nd	0
C4s	nd	nd	0.01	0
C5s	0.01	nd	0.03	0.000014
C6s	0.08	0.06	0.08	0.000112
C7s	0.44	0.36	0.64	0.000616
C8s	0.62	0.99	0.87	0.000868
C9s	1.43	3.55	2.14	0.002002
C10s	2.66	8.29	3.30	0.003724
C11s	4.00	5.84	3.96	0.0056
C12s	5.85	5.02	4.55	0.00819
C13s	5.37	4.72	5.61	0.007518
C14s	8.10	6.73	7.81	0.01134
C15s	10.28	14.21	9.42	0.014392
C16s	8.84	7.07	7.53	0.012376
C17s	9.70	7.07	5.43	0.01358
C18s	6.21	3.33	6.61	0.008694
C19s	5.01	3.83	6.99	0.007014
C20s	2.14	3.38	5.13	0.002996
C21s	0.72	3.11	3.77	0.001008
C22s	1.14	1.01	3.64	0.001596
C23s	0.71	0.74	3.45	0.000994
C24s	0.67	0.80	3.29	0.000938
C25s	0.67	1.16	2.48	0.000938
C26s	1.17	1.57	3.09	0.001638
C27s	2.24	3.01	2.96	0.003136
C28s	2.56	1.21	2.13	0.003584

C29s	5.57	5.23	2.79	0.007798
C30s	3.32	1.97	0.99	0.004648
C31s	3.51	2.48	0.53	0.004914
C32s	2.71	1.18	0.45	0.003794
C33s	2.17	0.79	0.23	0.003038
C34s	1.35	0.96	0.07	0.00189
C35s	0.53	0.33	0.02	0.000742
C36s	0.12	nd	nd	0.000168
C37s	0.05	nd	nd	0.00007
C38s	0.04	nd	nd	0.000056
C39s	0.01	nd	nd	0.000014
C40s	nd	nd	nd	0
Total	100.00	100.00	100.00	

**Note : nd =
not detectable**

Analyte	Units	Method	Test Result	Test Result	Test Result	Test Result	Test Result
Density at 60 °F	g/cc	ASTM D 5002	0.9312	0.9292	0.9318	0.9317	0.9386
API Gravity at 60 °F		ASTM D 5002	20.30	20.64	20.21	20.23	19.11
Specific Gravity at 60/160 °F		ASTM D 5002	0.9321	0.9301	0.9327	0.9326	0.9395
Solid Point	° F	ASTM D 97	60	60	50	55	50
Pour Point	° F	ASTM D 97	65	65	55	60	55
Flash Point,PM	° F	ASTM D 93	180	152	162	172	164
BS&W, Total	% (v/v)	ASTM D 96	0.60	0.40	1.00	0.80	0.40
Emulsion	% (v/v)	ASTM D 96	TR	TR	TR	TR	TR
Water	% (v/v)	ASTM D 96	0.58	0.30	0.80	0.60	0.30
Sand/Mud/Clay	% (v/v)	ASTM D 96	0.02	0.10	0.20	0.20	0.10
Sulfur Content	% (w/w)	ASTM D 4294	0.1380	0.1385	0.2105	0.2041	0.2139
Viscosity at 100 °F, SFS	SFS	ASTM D 88	238.3	271.4	223.5	275.4	282.8
Viscosity at 100 °F, cSt	cSt	ASTM D 88	504.7	574.9	473.2	583.3	599.0
Viscosity at 100 °F, cP	cP	ASTM D 88	462.5	525.7	434.0	534.9	553.5
Viscosity at 130 °F, SFS	SFS	ASTM D 88	77.3	82.7	73.8	74.1	103.1
Viscosity at 130 °F, cSt	cSt	ASTM D 88	162.1	173.7	154.6	155.2	217.2
Viscosity at 130 °F, cP	cP	ASTM D 88	146.7	156.9	140.0	140.6	198.3
Viscosity at 150 °F, SFS	SFS	ASTM D 88	42.0	41.9	41.8	42.2	59.1
Viscosity at 150 °F, cSt	cSt	ASTM D 88	85.6	85.5	85.3	86.1	123.0
Viscosity at 150 °F, cP	cP	ASTM D 88	76.9	76.6	76.6	77.3	111.4
Viscosity at 180 °F, SUS	SUS	ASTM D 88	192.5	178.9	212.7	229.2	290.0
Viscosity at 180 °F, cSt	cSt	ASTM D 88	41.4	38.3	45.9	49.5	63.0
Viscosity at 180 °F, cP	cP	ASTM D 88	36.7	33.9	40.7	44.0	56.3

Table 7.1 PID Tuning Parameters for Open-Loop Stable Processes

	$g_p(s)$	$g_{CL}(s)$	k_c	τ_I	τ_D	τ_F	
A	$\frac{k_p}{\tau_p s + 1}$	$\frac{1}{\lambda s + 1}$	$\frac{\tau_p}{k_p \lambda}$	τ_p	—	—	
B	$\frac{k_p}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$	$\frac{1}{\lambda s + 1}$	$\frac{\tau_1 + \tau_2}{k_p \lambda}$	$\tau_1 + \tau_2$	$\frac{\tau_1 \tau_2}{\tau_1 + \tau_2}$	—	
C	$\frac{k_p}{\tau^2 s^2 + 2\zeta \tau s + 1}$	$\frac{1}{\lambda s + 1}$	$\frac{2\zeta \tau}{k_p \lambda}$	$2\zeta \tau$	$\frac{\tau}{2\zeta}$	—	
D	$\frac{k_p}{\tau^2 s^2 + 2\zeta \tau s + 1}$	$\frac{1}{(\lambda s + 1)^2}$	$\frac{\zeta \tau}{k_p \lambda}$	$2\zeta \tau$	$\frac{\tau}{2\zeta}$	$\frac{\lambda}{2}$	
E	$\frac{k_p(-\beta s + 1)}{\tau^2 s^2 + 2\zeta \tau s + 1}$	$\frac{(-\beta s + 1)}{(\beta s + 1)(\lambda s + 1)}$	$\frac{2\zeta \tau}{k_p(2\beta + \lambda)}$	$2\zeta \tau$	$\frac{\tau}{2\zeta}$	$\frac{\beta \lambda}{2\beta + \lambda}$	
F	$\frac{k_p(-\beta s + 1)}{\tau^2 s^2 + 2\zeta \tau s + 1}$	$\frac{(-\beta s + 1)}{(\lambda s + 1)}$	$\frac{2\zeta \tau}{k_p(\beta + \lambda)}$	$2\zeta \tau$	$\frac{\tau}{2\zeta}$	—	
G	$\frac{k_p}{s}$	$\frac{1}{\lambda s + 1}$	$\frac{1}{k_p \lambda}$	—	—	—	
H	$\frac{k_p}{s(\tau_p s + 1)}$	$\frac{1}{\lambda s + 1}$	$\frac{1}{k_p \lambda}$	—	τ_p	—	

BIODATA PENULIS



Nama lengkap penulis Gigih Edy Saputra yang dilahirkan di kota Tuban Jawa Timur pada tanggal 23 Desember 1992 dari ayah yang bernama Rochmad Aedy dan ibu yang bernama Siti Moetmainah. Penulis merupakan anak pertama dari dua bersaudara. . Pada tahun 2005, penulis menyelesaikan pendidikan tingkat dasar di Sekolah Dasar Negeri 1 Wotsogo Jatirogo. Pada tahun 2008 penulis menyelesaikan pendidikan tingkat menengah pertama di SMPN 1 Jatirogo. Tahun 2011 penulis menyelesaikan pendidikan tingkat menengah atas di SMAN 1 Bojonegoro. Dan pada tahun 2015 ini, penulis mampu menyelesaikan gelar sarjana teknik di Jurusan Teknik Fisika Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Penulis berhasil menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **“Perancangan Sistem Kendali Suhu Menggunakan Metode *Internal Model Control* Berbasis PID Pada *Heat Exchanger Central Gathering Station* 5 PT Chevron Pacific Indonesia”**. Selama perkuliahan penulis pernah menjadi staff HMTF-ITS 2013/2014 di Departemen profesi, pendidikan dan kesejahteraan mahasiswa pada tahun 2012-2013 dan sebagai Sekretaris Jenderal Internal pada periode 2013-2014. Serta aktif menjadi Asisten Laboratorium di Laboratorium Pengukuran Fisis Teknik Fisika, FTI-ITS. Bagi pembaca yang memiliki kritik, saran, atau ingin berdiskusi lebih lanjut mengenai Tugas Akhir ini maka dapat menghubungi penulis melalui email gigihedysaputra@gmail.com.

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Neraca energi	1
Gambar 2.1 Aliran <i>fluida</i> yang terjadi di <i>heat exchanger</i> <i>parallel-flow</i> dan <i>counterflow</i>	8
Gambar 2.2 <i>Schematic of a shell and tube heat exchanger</i>	8
Gambar 2.3 <i>Schematic dan komponen heat exchanger tipe Shell and Tube</i>	9
Gambar 2.4 Aliran <i>Fluida Heat exchanger tipe Shell and Tube</i>	10
Gambar 2.5 Aliran pada <i>Shell</i>	10
Gambar 2.6 Kontrol umpan balik berdasarkan nilai <i>set point</i>	13
Gambar 2.7 Kontrol berdasarkan perubahan <i>disturbances</i>	14
Gambar 2.8 Respon <i>PID controller</i> pada <i>heat exchanger</i>	14
Gambar 2.9 Kontrol <i>feedback with feedforward control loop</i>	15
Gambar 2.10 Perbandingan skema kontrol menggunakan murni <i>feedback</i> dengan skema <i>control feedforward</i>	16
Gambar 2.11 Diagram blok kontrol IMC	18
Gambar 2.12 Diagram blok kontrol IMC <i>alternarive model</i>	18
Gambar 2.13 Struktur <i>Internal Model Control</i> ekuivalen dengan kontrol konvensional	19
Gambar 2.14 Struktur IMC-PID	19
Gambar 2.15 <i>Feedback-feedforward</i> dengan <i>Internal Model Control (IMC)</i> berbasis PID	20
Gambar 2.16 Uji <i>open loop</i> ketika diberikan <i>input</i> sinyal <i>step</i> pada metode <i>first order plus dead time</i>	26
Gambar 2.17 Analisa karakteristik performansi Sistem	27
Gambar 2.18 Penentuan nilai <i>Integral Absolut Error (IAE)</i>	28
Gambar 3.1 Diagram alir metodologi penelitian	29
Gambar 3.2 <i>Flowchart</i> pemodelan <i>heat exchanger</i> di <i>software Hysys 8.4</i>	33
Gambar 3.3 Desain model <i>heat exchanger</i> dalam model <i>steady state</i>	34
Gambar 3.4 Desain Model <i>heat exchanger</i> dalam model	

dinamik	35
Gambar 3.5 Desain model kontrol <i>feedback-feedforward</i>	36
Gambar 3.6 Arsitektur kontrol <i>feedforward-feedback</i>	41
Gambar 4.1 Respon sistem <i>temperature production fluid output</i> terhadap perubahan waktu.	45
Gambar 4.2 Data <i>temperature production fluid input</i> terhadap perubahan waktu.	46
Gambar 4.3 Data respon <i>open loop heat exchanger</i> hasil dari uji <i>tuning</i>	50
Gambar 4.4 Data respon <i>open loop heat exchanger</i> hasil dari uji <i>disturbances</i>	52
Gambar 4.5 Diagram blok IMC-PID di Simulink	54
Gambar 4.6 Respon IMC-PID tanpa adanya gangguan dengan nilai $\lambda \geq 1$	54
Gambar 4.7 Respon IMC-PID tanpa pengaruh gangguan dengan nilai $\lambda < 1$	55
Gambar 4.8 Respon IMC-PID setelah adanya gangguan dengan nilai $\lambda \geq 1$	56
Gambar 4.9 Respon IMC-PID setelah adanya gangguan dengan nilai $\lambda \geq 1$	58
Gambar 4.10 Respon <i>closed loop lamda</i> = 1 pada <i>software Hysys 8.4</i>	59
Gambar 4.11 Respon sistem terhadap pengaruh perubahan <i>disturbances</i> dengan nilai $\lambda=1$	59
Gambar 4.12 Respon <i>closed loop lamda</i> = 2 pada <i>software Hysys 8.4</i>	60
Gambar 4.13 Respon sistem terhadap pengaruh perubahan <i>disturbances</i> dengan nilai $\lambda=2$	60
Gambar 4.14 Respon <i>closed loop lamda</i> = 3 pada <i>software Hysys 8.4</i>	61
Gambar 4.15 Respon sistem terhadap pengaruh perubahan <i>disturbances</i> dengan nilai $\lambda=3$	61
Gambar 4.16 Respon <i>closed loop lamda</i> = 0.8 pada <i>software Hysys 8.4</i>	62
Gambar 4.17 Respon sistem terhadap pengaruh perubahan <i>disturbances</i> dengan nilai $\lambda=0.8$	62

Gambar 4.18 Respon *closed loop* $\lambda = 0.5$ pada *software*
Hysys 8.4 63

Gambar 4.19 Respon sistem terhadap pengaruh perubahan
disturbances dengan nilai $\lambda=0.5$ 63

Gambar 4.20 Respon *closed loop* $\lambda = 0.2$ pada *software*
Hysys 8.4 64

Gambar 4.21 Respon sistem terhadap pengaruh perubahan
disturbances dengan nilai $\lambda=0.2$ 64



Perancangan Sistem Kendali Suhu Menggunakan Metode *Internal Model Control* Berbasis PID Pada *Heat Exchanger* Central Gathering Station 5 PT Chevron Pacific Indonesia

Gigih Edy Saputra¹, Hendra Cordova, S.T., M.T.²

^{1,2}Jurusan Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya
Jalan Arief Rahman Hakim Sukolilo – Surabaya 60111 Indonesia
Email : gigih11@mhs.ep.its.ac.id¹, hendracordova@yahoo.com²

Abstrak— *Heat exchanger* merupakan sebuah sistem penukar panas yang digunakan untuk memanaskan *production fluid* yang berasal dari sumur-sumur minyak. Sistem kerja *heat exchanger* adalah memanfaatkan prinsip konduksi dan konveksi. Pemanas yang digunakan pada *heat exchanger Central Gathering Station 5* adalah *steam* dibagian tube sedangkan fluida yang dipanaskan adalah *production fluid* di *shell*. Permasalahan utama adalah *temperature output production fluid* tidak dikontrol sehingga mengakibatkan output *production fluid* tidak sesuai dengan *set point* dan terjadi osilasi yang cukup besar. Dengan menggunakan pendekatan FOPDT maka akan didapatkan model dari proses berdasarkan hasil uji *open loop* dan model dari *disturbances* berdasarkan uji *disturbances* di *software* Hysys 8.4. Simulasi dengan menggunakan *software* Hysys 8.4 didapatkan nilai lamda yang terbaik adalah $\lambda=1$ dengan nilai $K_c=1.07$, $T_i=1.18$ dan $T_d=0.0278$. Dari hasil analisa performansi berdasarkan set point didapatkan nilai settling time 900 second, IAE= 360.46 dan maksimum overshoot 2.893%. Sedangkan berdasarkan perubahan *disturbances* didapatkan hasil settling time=520 second, IAE sebesar 100.3773 dan maksimum overshoot sebesar 3.7797%.

Kata Kunci : *Heat exchanger*, FOPDT, IMC-PID

I. PENDAHULUAN

Di era modern seperti sekarang ini tuntutan kebutuhan akan bahan bakar minyak (BBM) semakin meningkat[1]. Peningkatan ekonomi suatu bangsa akan mendorong permintaan BBM pada sektor transportasi, industri dan pembangkit listrik yang masih menggunakan bahan energi fosil sebagai salah satu bahan bakarnya[2]. Untuk memenuhi kebutuhan minyak mentah maka dibutuhkan suatu upaya untuk mencari sumber minyak baru atau mengoptimalkan proses pada pengolahan minyak mentah.

Dengan adanya teknologi baru pada bidang pengolahan ataupun pengeboran minyak mentah, maka akan dapat dilakukan peningkatan efisiensi kilang sesuai dengan jenis minyak yang akan diolah. Salah satu komponen proses yang dapat dioptimalisasi adalah proses pemanasan pada *heat exchanger*. Pada *plant heat exchanger*, parameter proses yang dikendalikan adalah *temperature production fluid* pada keluaran *heat exchanger* dengan mengatur laju aliran *steam* yang masuk. Permasalahan yang dihadapi oleh PT Chevron Pacific adalah ketika *temperature* dingin maka laju aliran *steam* yang dibutuhkan besar sehingga *control valve* akan membuka untuk menambah aliran *steam* yang masuk. Namun ketika aliran *steam* terlalu besar maka tekanan yang diterima *heat exchanger* menjadi terlalu besar.

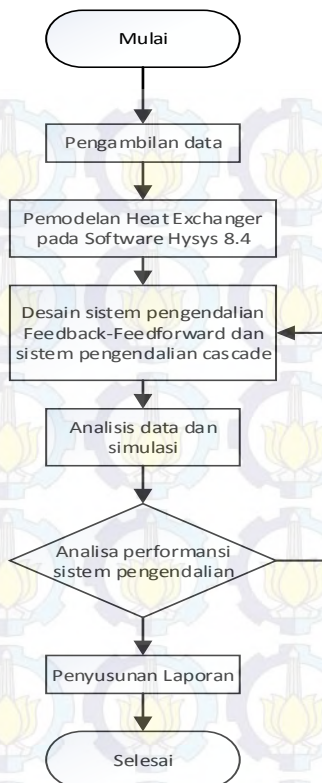
Strategi kontrol yang digunakan adalah bertipe *feedback*, namun pada kenyataannya sistem kontrol ini tidak difungsikan karena proses pemanasan pada *heat exchanger* masih dalam keadaan manual. Maka dari itu dibutuhkan strategi *control* yang mampu mengurangi efek gangguan pada *heat exchanger* dengan controller yang tepat. Dan untuk mengendalikan proses agar masih sesuai dengan *set point* yang diinginkan maka dibutuhkan metode *control* yang tepat pada sistem pemanasan di *heat exchanger*. Metode kontrol yang paling tepat untuk mereduksi gangguan adalah menggunakan *Internal Mode Control* (IMC)[3].

Heat exchanger merupakan salah satu unit yang menjadi basic dari operasi proses yang ada di industri. Unit *heat exchanger* memiliki fungsi sebagai penukar panas antara dua fase yang sama ataupun fase yang berbeda[4]. Fase yang dimaksud adalah *liquid* atau gas, pertukaran panas dapat dilakukan antara gas dengan gas, zat cair dengan zat cair atau gas dengan zat cair. Bahan perantara untuk penukar panas harus memiliki koefisien konduksi yang tinggi untuk mendapatkan hasil pemanasan yang optimal. Sehingga pada *heat exchanger* tidak terjadi kontak antara fluida proses dan fluida yang digunakan sebagai pemanas.

IMC-PID merupakan algoritma kontrol konvensional yang masih menggunakan model, sedangkan untuk algoritma kontrol yang lebih modern akan menggunakan *state space*. *Internal Mode Control* dapat membuat sistem menjadi lebih stabil dan tidak terganggu dengan proses yang dinamis sehingga proses akan menjadi lebih baik[5]. *Internal Model Control* berbasis PID merupakan suatu control yang memiliki performa sangat baik untuk *set point tracking*[6]. Namun, IMC-PID memiliki respon yang sangat lamban untuk menghilangkan gangguan. Sehingga dibutuhkan arsitektur kontrol yang mampu menghilangkan gangguan yaitu dengan memanfaatkan sistem kontrol *feedback-feed forward*.

II. METODOLOGI PENELITIAN

Alur penelitian tugas akhir ini berisi uraian tentang tahapan dalam penelitian tugas akhir, yaitu (i) mulai, (ii) pengambilan data, (iii) desain sistem pengendali *feed forward-feedback* dengan menggunakan IMC berbasis PID, (iv) Analisis data dan simulasi, (v) evaluasi performansi sistem pengendalian, (vi) penyusunan laporan dan, (vii) selesai. Gambar 1 di bawah ini merupakan *flowchart* tahapan penelitian untuk mempermudah dalam memahami alur penelitian.



Gambar 1. Flowchart penelitian

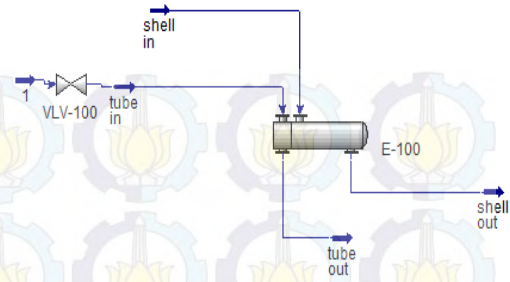
Pengambilan data merupakan proses awal penelitian dan untuk study literature dilakukan sepanjang penelitian ini berlanjut. Pengambilan data sangat penting dilakukan untuk melakukan pemodelan desain dari *heat exchanger* dan kontrol yang akan digunakan.

A. Pemodelan *heat exchanger* dengan pendekatan FOPDT

Untuk pemodelan *heat exchanger* akan didapatkan model matematis berupa model dari *plant*. Model ini merupakan suatu model yang mewakili sistem pada *plant heat exchanger*. Untuk mendapatkan gain proses pada Hysys, perlu dilakukan simulasi *heat exchanger* dengan menggunakan uji perubahan *set point*. Untuk mendapatkan simulasi yang dapat mewakili kondisi real dari *heat exchanger* di lapangan maka dilakukan perhitungan U_{actual} (overall *heat transfer coefficient*)[7]. Perhitungan U_{actual} bertujuan untuk mengetahui apakah kondisi *heat exchanger* saat ini masih sesuai dengan data U dari desain. Nilai U sangat berpengaruh terhadap proses pemanasan pada *heat exchanger*[8]. Sehingga ketika disimulasikan maka respon dari proses akan dapat mewakili dari respon pada kondisi *real*. Untuk menghitung U_{actual} menggunakan persamaan berikut ini

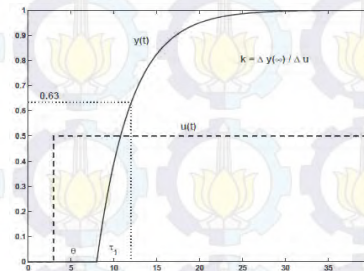
$$U_{actual} = \frac{\Delta H}{LMTD \text{ corrected } \times A_0} \quad (1)$$

Setelah mendapatkan nilai U_{actual} maka selanjutnya adalah memodelkan *heat exchanger* di dalam Hysys. Pemodelan pada Hysys bertujuan untuk mendapatkan hasil simulasi berupa uji terhadap perubahan *set point* dan uji perubahan *disturbances*. Hasil dari uji perubahan *set point* akan digunakan untuk menentukan model dari *plant* dan uji berdasarkan *disturbances* akan digunakan untuk menentukan model dari *disturbances*.



Gambar 2. Desain model *heat exchanger* dalam Hysys 8.4

Setelah mendapatkan model dari *heat exchanger* maka dilakukan uji *disturbances* dan uji berdasarkan perubahan *set point* untuk mendapatkan grafik respon sistem secara *open loop*.



Gambar 3 Uji *open loop* ketika diberikan input sinyal step pada metode *first order plus dead time*

Untuk menentukan parameter K , θ , τ , $t_{63\%}$, dan $t_{28\%}$ dengan metode FOPDT, maka dapat dicari dengan menggunakan persamaan seperti berikut ini[9].

$$K = \frac{\Delta}{\delta}$$

$$\tau = 1,5(t_{63\%} - t_{28\%})$$

$$\theta = t_{63\%} - \tau$$

dimana :

- K = gain steady state
- Δ = perubahan steady state pada keluaran proses
- δ = perubahan step pada masukan
- τ = waktu yang dibutuhkan untuk mencapai tingkat kestabilan (*settling time*)
- θ = waktu tunggu respon dari sebuah sistem (*deadtime*)

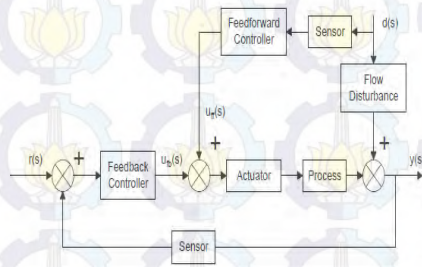
Maka selanjutnya akan didapatkan model *plant* dengan menggunakan pendekatan FOPDT (*First Order Plus Dead Time*) process dengan menggunakan persamaan seperti dibawah ini[10].

$$\text{FOPDT : } G(s) = K \frac{e^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (2)$$

B. Pemodelan sistem feed forward-feedback

Feedback kontrol merupakan sistem pengendali bertipe loop tertutup yang memanfaatkan nilai *feedback* dari sensor yang ditempatkan pada output pengendalian dan dibandingkan dengan nilai *set point* dari sistem[11]. Pada sistem ini memiliki *set poin* yang harus dicapai. *Kontroller* berfungsi untuk mengolah sinyal *input* untuk kemudian dilakukan pengambilan keputusan. Keputusan yang telah dibuat akan diartikan oleh *actuator* sehingga *actuator* akan melakukan aksi[12]. Sensor atau transmitter berfungsi sebagai pengukuran untuk

mengetahui apakah *output* sistem sudah sesuai dengan set poin atau tidak, jika tidak maka *transmitter* akan memberikan nilai kompensasi ke *kontroller* untuk kemudian diolah kembali[10].



Gambar 4 Feedback-feed forward control

Temperature production fluid input dianggap sebagai *disturbances* dalam sistem ini. Sehingga untuk mendapatkan *temperature production fluid* setelah dipanaskan, maka perlu adanya suatu kontrol yang mereduksi gangguan yang berupa temperatur *input production fluid* dengan menggunakan *feed forward control*. Dan untuk sistem yang mampu melakukan *tracking set point* maka perlu sistem kontrol *feedback*[11]. Parameter *feed forward* dapat didapatkan berdasarkan persamaan

$$G_{ff} = \frac{G_d}{G_p} \quad (3)$$

dimana

G_{ff} : model *feed forward*

G_p : model proses

C. Internal Model Control berbasis PID

Untuk mendesain IMC-PID, nilai yang paling menentukan dalam melakukan tuning adalah nilai *lamda filter* (λ).

Untuk menentukan gain *kontroller* IMC-PID pada pengendalian *Heat Exchanger* dapat menggunakan persamaan seperti berikut[13].

$$G_p = \frac{K}{\tau_s + 1} e^{-\theta s} \quad (4)$$

$$e^{-\tau_d s} = \frac{1 - (\frac{\theta}{2})s}{1 + (\frac{\theta}{2})s} \quad (5)$$

$$\tilde{q}s = \tilde{g}_p^{-1} \cdot f(s) \quad (6)$$

$$\tilde{q}s = \frac{\tau_s + 1}{K} x \frac{1}{(\lambda_s + 1)^2} \quad (7)$$

$$\tilde{q}s = \frac{1.154_s + 1}{1.071} x \frac{1}{(\lambda_s + 1)^2} \quad (8)$$

$$\tilde{q}s = \frac{1.154_s + 1}{1.071(\lambda_s^2 + 2\lambda_s + 1)} \quad (9)$$

III. HASIL DAN PEMBAHASAN

A. Desain *heat exchanger* pada Hysys 8.4

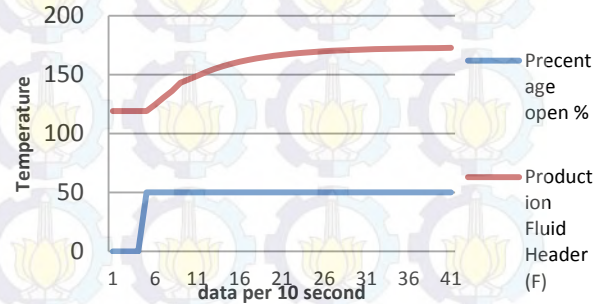
Untuk mendesain *heat exchanger* perlu dilakukan perhitungan U_{actual} . Sehingga *plant* yang disimulasikan mendekati atau mewakili kondisi real di lapangan.

Tabel 1. Perhitungan U_{actual}

1	Fouling Resistance	0.004119	m ² °C/W
2	U_{Actual}	167.3919	W/m ² °C
3	U_{clean} from Design	539	W/m ² °C
4	U_A actual	67626.33	W/°C
5	Efficiency	0.31056	%
6	$U_{Fouling}$	242.7941	W/m ² °C

U_{actual} adalah nilai U dari *heat exchanger* dengan keadaan atau kondisi saat ini. Perhitungan untuk mendapatkan U_{actual} penting untuk dilakukan karena kondisi *heat exchanger* yang sekarang sedang beroperasi sudah tidak dalam kondisi bersih. Berdasarkan tabel 1 dapat dilihat perbedaan antara U_{actual} dan U_{clean} dimana $U_{clean} > U_{actual}$. Sehingga dapat disimpulkan bahwa didalam *heat exchanger* terjadi *fouling*.

Dengan menggunakan *software* Hysys 8.4 akan didapatkan data hasil uji *tuning* dan uji *disturbances* berupa respon *heat exchanger*. Untuk uji *tuning*, *plant Heat exchanger* diberikan perubahan masukan steam melalui *control valve* sebesar 50%. Untuk respon dari sistem setelah diberikan perlakuan adalah sebagai berikut ini.



Gambar 5 Data respon *open loop Heat exchanger* hasil dari uji *tuning*

Respon pada Gambar 4.3 adalah respon *plant* berdasarkan perubahan *set point*. Dari hasil respon yang telah didapatkan maka selanjutnya dilakukan pemodelan dengan pendekatan FOPDT. Hasil perhitungan dari respon 4.3 adalah sebagai berikut ini.

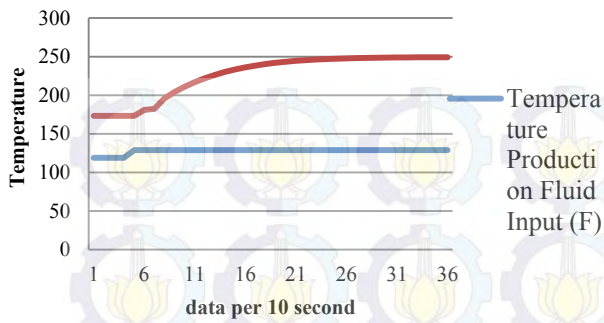
Tabel 2. Hasil Uji berdasarkan perubahan set point

perubahan steady state (Δ)	53.57562334
perubahan step masukan (δ)	50
Gain Steady state (K)	1.071512467
time konstant	1.154400304
time delay	0.057910207

Dari respon sistem pada gambar 4.3 dapat dihasilkan suatu model *plant* dengan pendekatan FOPDT.

$$G_p = \frac{1.071}{1.154_s + 1} e^{-0.057s} \quad (10)$$

Fungsi transfer diatas adalah fungsi transfer yang mewakili proses pada *plant heat exchanger*. Sedangkan untuk fungsi transfer *disturbance*, dilakukan pengujian dengan menambahkan nilai *disturbance* sebesar 20 F. Grafik respon dari sistem *heat exchanger* dapat dilihat pada gambar dibawah ini.



Gambar 6 Data respon *open loop* heat exchanger hasil dari uji dengan perubahan *disturbances*

Dari hasil perhitungan menggunakan pendekatan FOPDT maka akan didapatkan hasil sebagai berikut.

Tabel 3 Hasil uji berdasarkan perubahan *disturbances*

perubahan steady state (Δ)	76.03615942
perubahan step masukan (δ)	10
Gain Steady state (K)	7.603615942
time konstant	0.094320081
time delay	0.87439538

Respon system berdasarkan *disturbances* digunakan untuk mendapatkan model dari *disturbance*. Fungsi transfer *disturbances* dapat dilihat pada persamaan berikut ini.

$$G_d = \frac{7.603}{0.094s+1} e^{-0.87s} \quad (11)$$

Sehingga akan didapatkan gain *feed forward* seperti berikut ini.

$$G_{ff} = \frac{8.774s+7.603}{0.1007s+1.071} e^{-0.817s} \quad (12)$$

B. Hasil simulasi IMC dan IMC-PID dengan arsitektur *feed forward-feedback control* dengan menggunakan *software* Matlab

Setelah mendapatkan nilai gain dari *feed forward* maka selanjutnya menentukan nilai G_c (*gain controller*). *Gain controller* ini telah dimasukkan $f(s)$. Nilai parameter G_c tergantung dengan nilai λ *filter* yang dimasukkan. Perhitungan untuk menghitung *fungsi controller* adalah sebagai berikut ini.

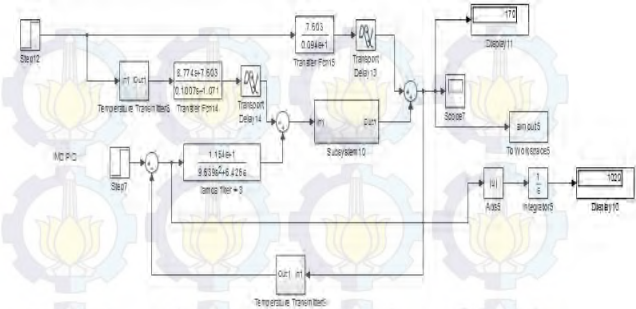
$$G_c = \frac{1.154s+1}{1.071(\lambda^2s^2+2\lambda s+1)} \quad (13)$$

Setelah mendapatkan gain dari *controller* maka simulasi di *software* Matlab R2013a dapat dijalankan. IMC-PID merupakan salah satu kontrol yang digunakan untuk penelitian. Dengan menggunakan IMC-PID maka didapatkan model *controller* sebagai berikut ini.

$$G_c = \frac{1.154s+1}{1.071(\lambda^2s^2+2\lambda s+1)} \quad (14)$$

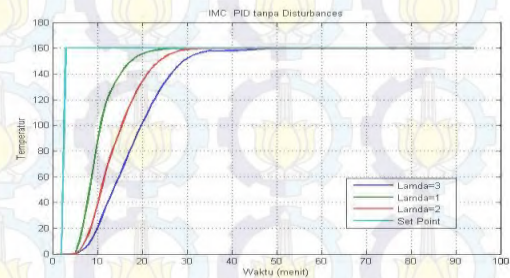
Nilai *lamda filter* akan diberikan sebesar 1, 2 dan 3. Untuk mendapatkan relasi antara sistem kontrol IMC dan IMC PID maka parameter *lamda filter* yang digunakan sama dengan *lamda filter* pada sistem kontrol IMC.

Diagram Blok IMC-PID pada Simulink dapat dilihat pada gambar dibawah ini.

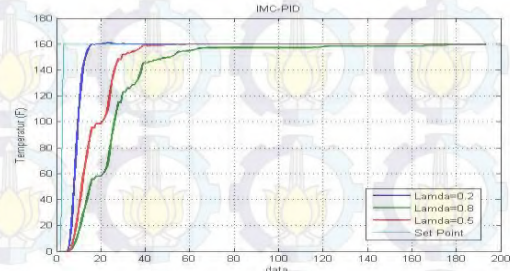


Gambar 7 Diagram blok IMC-PID di Simulink

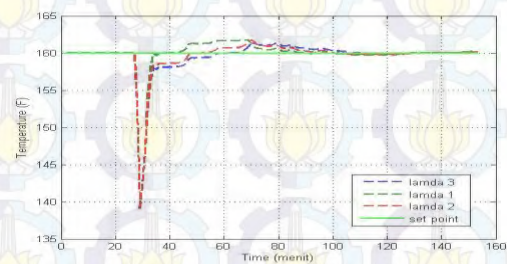
Dengan menggunakan simulasi Simulink pada *Software* Matlab R2013a, maka dengan blok kontrol seperti pada gambar 7 akan didapatkan hasil sebagai berikut ini.



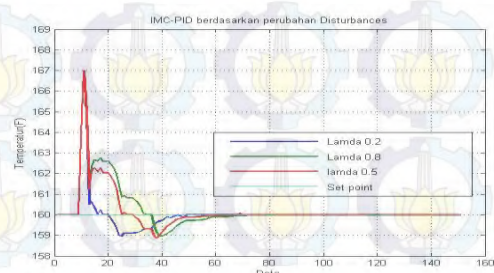
Gambar 8 Respon *tracking set point* IMC-PID dengan nilai $\lambda \geq 1$



Gambar 9 Respon *tracking set point* IMC-PID dengan nilai $\lambda < 1$



Gambar 10 Respon IMC-PID setelah dipengaruhi oleh *disturbances* dengan nilai $\lambda \geq 1$



Gambar 11 Respon IMC-PID setelah adanya gangguan dengan nilai $\lambda > 1$

berdasarkan gambar 8, gambar 9, gambar 10 dan gambar 11 dapat dilihat perbedaan respon IMC-PID dengan lamda yang berbeda-beda sebagai hasil dari simulasi di *software* Matlab 2013. Output dari sistem sudah dapat melakukan tracking set point. Untuk performansi dari sistem IMC-PID yang disimulasikan dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 4 Performansi IMC-PID

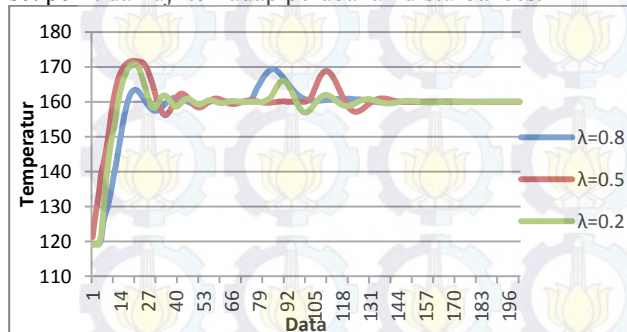
Uji	Lamda	Settling time (menit)	IAE	Maksimum Overshoot
Set Point	0.2	3.32	64.89	0.68806
	0.5	5.45	160	0
	0.8	9.5	255.5	0
	1	10.53	365.1	0
	2	15.85	640	0
	3	23.018	960	0
Disturbances	0.2	3.32	1091.56	0.68806
	0.5	5.45	2356.85	0
	0.8	9.5	3794.87	0
	1	10.53	365.1	0
	2	15.85	640	0
	3	23.018	960	0

C. Hasil simulasi IMC-PID menggunakan Software Hysys

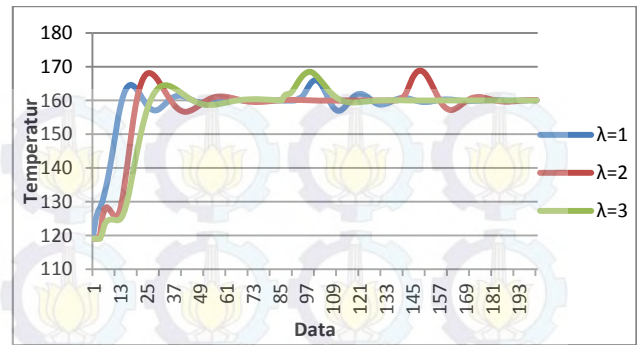
Simulasi dengan menggunakan *software* Hysys dapat dianggap sebagai simulasi kontrol secara *real plant*. Sehingga model di Hysys dapat dianggap mewakili keadaan nyata dari *plant* yang sedang dikontrol.

Dengan menggunakan *Software* Hysys 8.4 akan didapatkan respon hasil dari *tuning* IMC-PID berupa grafik respon *closed loop*. Nilai Kc, Ti dan Td didapatkan dari hasil perhitungan pada Hysys 8.4 atau dapat juga menggunakan tabel IMC-PID.

Dari Gambar 12 dan gambar 13 dapat dilihat perbedaan antara sistem dengan menggunakan nilai lamda yang diberikan. Grafik respon sistem diatas merupakan uji set point dan uji terhadap perubahan disturbances.



Gambar 12 Respon Hasil tuning IMC-PID dengan nilai $\lambda > 1$



Gambar 13 Respon Hasil tuning IMC-PID dengan nilai $\lambda \leq 1$

Dari grafik respon diatas, maka akan dihasilkan nilai performansi seperti berikut ini.

Tabel 5 Uji Performansi IMC-PID di Hysys 8.4

Uji set point				
Lamda	PID	Settling time (second)	IAE	Maximum overshoot (%)
0.2	Kc=4.83	780	279.634	6.8006
	Ti=1.18			
	Td=0.0278			
0.5	Kc=2.09	1120	432.499	7.345781
	Ti=1.18			
	Td=0.025			
0.8	Kc= 1.13	1040	313.484	2.173379
	Ti=1.18			
	Td=0.027			
1	Kc=1.07	900	360.46	2.893
	Ti=1.18			
	Td=0.0278			
2	Kc=0.544	1180	577.589	5.096
	Ti=1.18			
	Td=0.025			
3	Kc= 0.036	1260	668.665	2.819
	Ti=1.18			
	Td=0.027			

Dari uji performansi sistem terhadap perubahan disturbances akan didapatkan hasil seperti berikut ini.

Tabel 6 Uji performansi IMC-PID berdasarkan perubahan disturbances di Hysys 8.4

Uji perubahan disturbances				
Lamda	PID	Settling time (second)	IAE	Maximum overshoot (%)
0.2	Kc=4.83	900	92.56867	3.787449
	Ti=1.18			
	Td=0.0278			
0.5	Kc=2.09	660	116.5484	5.516328
	Ti=1.18			
	Td=0.025			

0.8	Kc= 1.13	480	134.9215	5.86122
	Ti=1.18			
	Td=0.027			
1	Kc=1.07	520	100.3773	3.779761
	Ti=1.18			
	Td=0.0278			
2	Kc=0.544	640	120.9057	5.531034
	Ti=1.18			
	Td=0.025			
3	Kc= 0.036	920	124.3303	5.29872
	Ti=1.18			
	Td=0.027			

IV. KESIMPULAN DAN SARAN

Dari pengujian dan analisa yang telah dilakukan pada pengerjaan tugas akhir ini diperoleh beberapa kesimpulan:

1. Pemodelan *heat exchanger* dapat dilakukan dengan pendekatan FOPDT (*First Order Plus Dead Time*) menggunakan *software* Hysys 8.4 dengan cara uji step dan uji perubahan *disturbances*. Validasi model di Hysys 8.4 dilakukan dengan cara validasi data proses, validasi geometri berdasarkan *data sheet* dari *heat exchanger*. Berdasarkan respon sistem sebagai hasil dari simulasi menggunakan Matlab R2013a didapatkan nilai lamda yang terbaik adalah $\lambda=1$ dan sistem IMC-PID dengan nilai *settling time* sebesar 10.53 menit, *maximum overshoot*=0% dan *Integral Absolut Error* sebesar 365.1.
2. Dari hasil simulasi yang telah dilakukan, IMC-PID dengan arsitektur feedforward-feedback merupakan sistem kontrol yang mampu melakukan *tracking set point* serta mengurangi efek *disturbances*. Simulasi dengan menggunakan *software* Hysys 8.4 didapatkan nilai lamda yang terbaik adalah $\lambda=1$ dengan nilai Kc=1.07, Ti=1.18 dan Td=0.0278. Dari hasil simulasi uji performansi berdasarkan perubahan *set point* didapatkan nilai *settling time* sebesar 900 second, IAE sebesar 360.46 F dan *maximum overshoot* sebesar 2.893%.. Sedangkan berdasarkan perubahan *disturbances* dengan hasil *settling time*=520 second, IAE sebesar 100.3773 dan *maximum overshoot* sebesar 3.7797%.

Adapun saran dari penelitian yang dilakukan adalah sebagai berikut ini.

1. Perlu dilakukan pemodelan *heat exchanger* dengan *disturbances* berupa perubahan laju aliran pada *production fluid* input. Hal ini dikarenakan laju aliran *production fluid* Input berubah terhadap waktu seiring dengan berkurangnya pasokan *production fluid* dari *well station*.
2. Perlu adanya metode pengendalian lain untuk mengendalikan *temperature* berdasarkan laju aliran *steam* sehingga didapatkan pembandingan metode kontrol mana yang lebih optimal.

V. DAFTAR PUSTAKA

- [1] K. Energi and S. Mineral, "Handbook of Energy and Economic Statistic of Indonesia," *Center for Data and Information on Energy and Mineral*

Resources. Ministry Energy and Mineral Resources, Jakarta, 2009.

- [2] B. Pengkajian and P. Teknologi, "Outlook Energi Indonesia 2013," ed: Jakarta, (<http://www.bppt.go.id/index.php/unduh/Arsip/BPPT-Outlook-Energi-tahun-2012---sekarang/BPPT-Outlook-Energi-Indonesia-2013/>), diakses 3 Maret 2014), 2013.
- [3] E. S. S. Arulselvi, "Design and Simulation of Conventional and Intelligent Controllers for Temperature Control Of Shell and Tube Heat exchanger System."
- [4] T. Kuppan, *Heat exchanger design handbook* vol. 126: Marcel Dekker New York, 2000.
- [5] R. Vilanova, O. Arrieta, and P. Ponsa, "IMC based *feed forward* controller framework for disturbance attenuation on uncertain systems," *ISA transactions*, vol. 48, pp. 439-448, 2009.
- [6] S. Padhee, Y. B. Khare, and Y. Singh, "Internal model based PID control of shell and tube heat exchanger system," in *Students' Technology Symposium (TechSym), 2011 IEEE*, 2011, pp. 297-302.
- [7] T. M. Sitompul, "Alat Penukar Kalor," ed: Raja Grafindo Persada, Jakarta, 1993.
- [8] F. P. Incropera, *Fundamentals of heat and mass transfer*: John Wiley & Sons, 2011.
- [9] A. Wahid and R. Gunawan, "METODE KORELASI BARU PADA PENYETELAN PENGENDALI PID DENGAN PENDEKATAN MODEL EMPIRIK FOPDT."
- [10] D. Seborg, T. F. Edgar, and D. Mellichamp, *Process dynamics & control*: John Wiley & Sons, 2006.
- [11] K. Ogata, "Modern control engineering 5th edition. Lugar: Upper Saddle River, New Jersey 07458," ed: Prentice Hall, 2009.
- [12] G. Stephanopoulos, *Chemical process control*: Prentice Hall PTR, 2003.
- [13] B. W. Bequette, *Process control: modeling, design, and simulation*: Prentice Hall Professional, 2003.

BIODATA PENULIS

Nama : Gigih Edy Saputra
TTL : Tuban 23 Desember 1992.
Alamat : Desa Wotsogo Kecamatan Jatirogo Kabupaten Tuban
Email : gigihedysaputra@gmail.com

Pendidikan:

SDN Wotsogo 2 (1999-2005)
SMPN 1 Jatirogo (2005-2008)
SMAN 1 Bojonegoro (2008-2011)
Teknik Fisika ITS (2011-2015)





PERANCANGAN SISTEM KENDALI SUHU MENGUNAKAN METODE INTERNAL MODEL CONTROL BERBASIS PID PADA HEAT EXCHANGER CENTRAL GATHERING STATION 5 PT CHEVRON PACIFIC INDONESIA

Oleh:

Gigih Edy Saputra

2411100069

Dosen Pembimbing
Hendra Cordova, ST, MT

**Bidang Minat Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

Hasil Dan Analisa

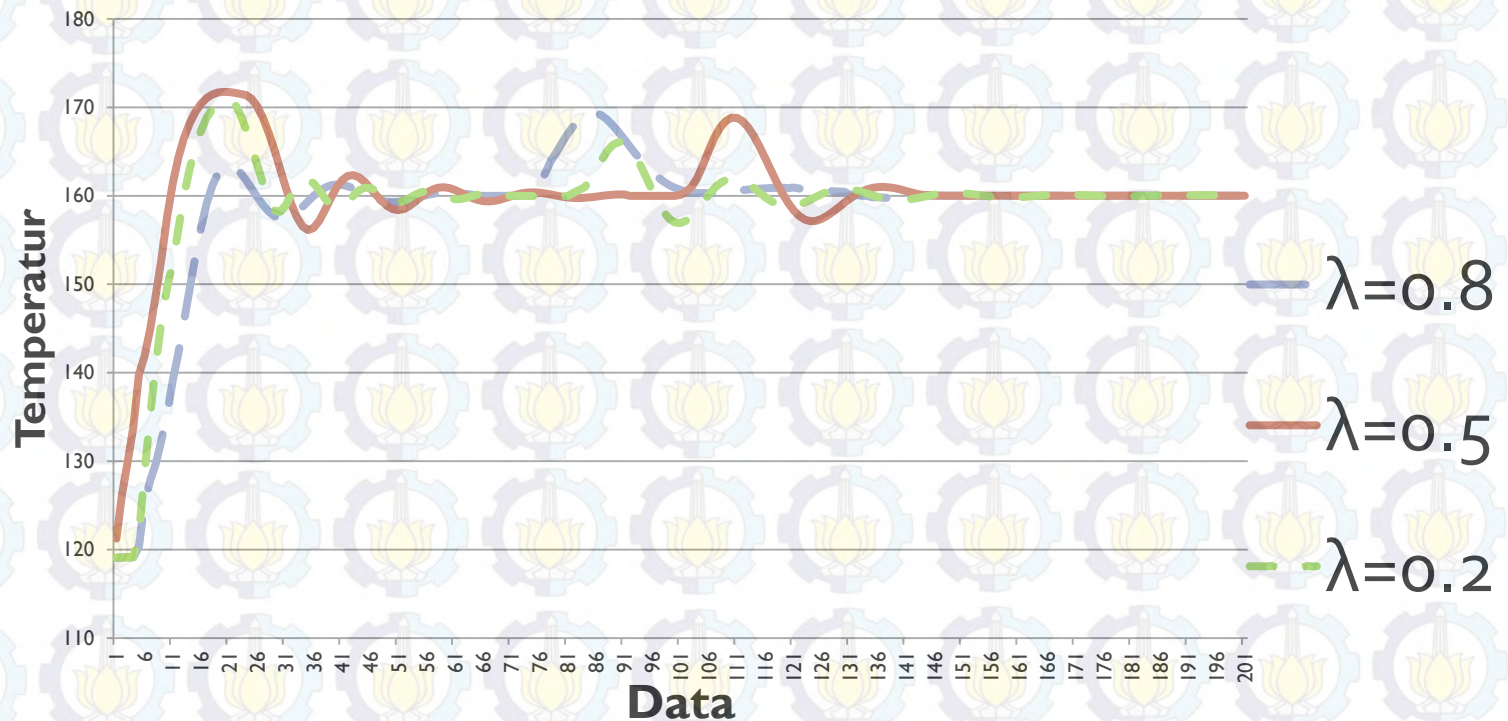
Performansi Uji Set Point Dan Disturbances

Uji	Lamda	Settling time (menit)	IAE	Maksimum Overshoot
Set Point	0.2	3.32	64.89	0.68806
	0.5	5.45	160	0
	0.8	9.5	255.5	0
	1	10.53	365.1	0
	2	15.85	640	0
	3	23.018	960	0
Disturbances	0.2	3.32	1091.56	0.6
	0.5	5.45	2356.85	0
	0.8	9.5	3794.87	0
	1	10.53	365.1	0
	2	15.85	640	0
	3	23.018	960	0

Hasil Dan Analisa

Uji Set Point Dan Disturbances

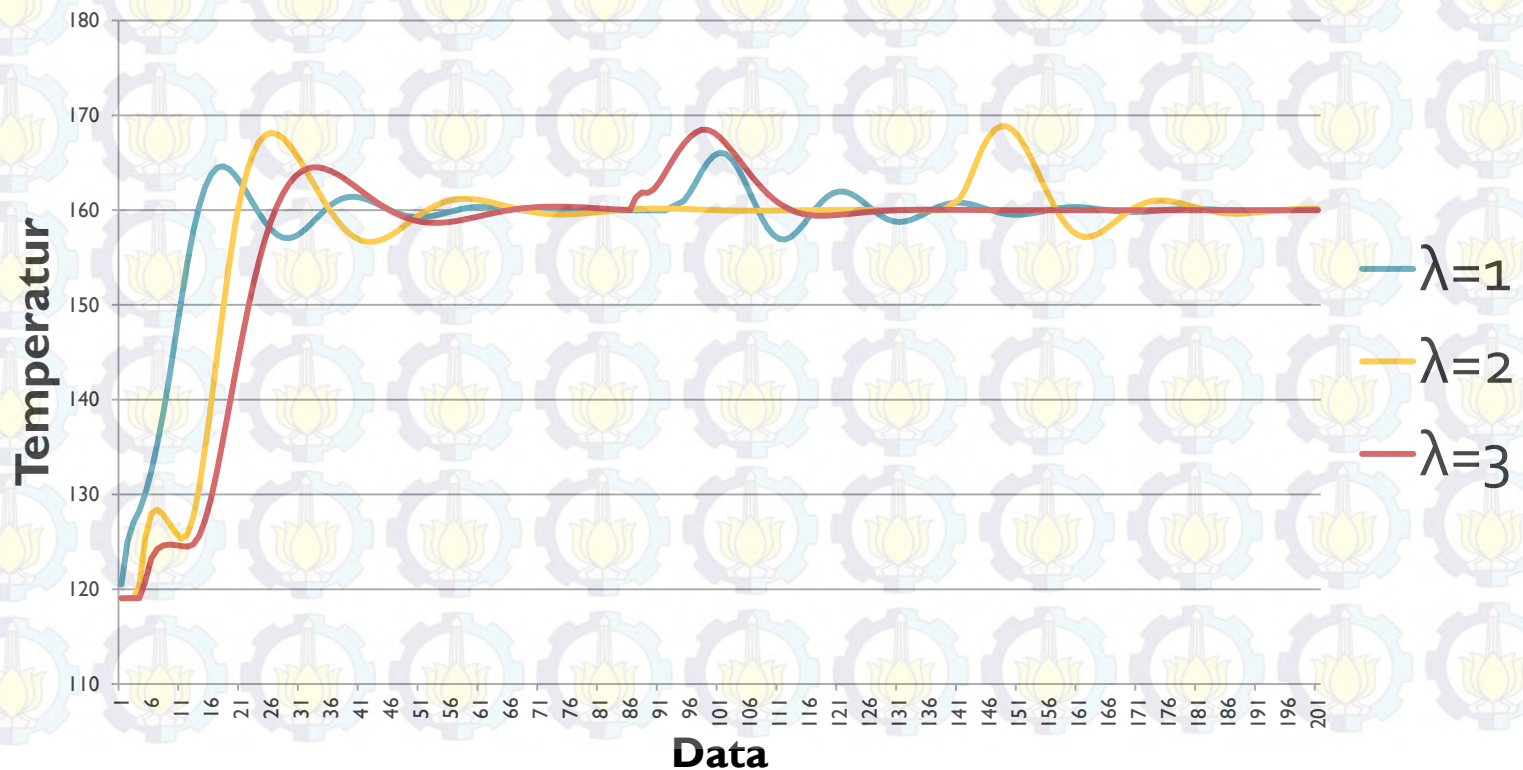
IMC-PID di Hysys 8.4



Hasil Dan Analisa

Uji Set Point Dan Disturbances

IMC-PID di Hysys 8.4



Hasil Dan Analisa

Analisa Performansi IMC-PID di Hysys 8.4



Uji set point				
Lamda	PID	Settling time (second)	IAE	Maximum overshoot (%)
0.2	Kc=4.83	780	279.63 4	6.8006
	Ti=1.18			
	Td=0.0278			
0.5	Kc=2.09	1120	432.49 9	7.345781
	Ti=1.18			
	Td=0.025			
0.8	Kc= 1.13	1040	313.48 4	2.173379
	Ti=1.18			
	Td=0.027			
1	Kc=1.07	900	360.46	2.893
	Ti=1.18			
	Td=0.0278			
2	Kc=0.544	1180	577.58 9	5.096
	Ti=1.18			
	Td=0.025			
3	Kc= 0.036	1260	668.66 5	2.819
	Ti=1.18			

KESIMPULAN DAN SARAN



Teknik Fisika ITS

KESIMPULAN

- Pemodelan *heat exchanger* dapat dilakukan dengan pendekatan FOPDT (*First Order Plus Dead Time*) menggunakan software Hysys 8.4 dengan cara uji step dan uji perubahan *disturbances*. Validasi model di Hysys 8.4 dilakukan dengan cara validasi data proses, validasi geometri berdasarkan *data sheet* dari *heat exchanger*. Berdasarkan respon sistem sebagai hasil dari simulasi menggunakan Matlab R2013a didapatkan nilai λ yang terbaik adalah $\lambda=1$ dan sistem IMC-PID dengan nilai *settling time* sebesar 10.53 menit, *maximum overshoot*=0% dan *Integral Absolut Error* sebesar 365.1.

KESIMPULAN DAN SARAN



KESIMPULAN

- Dari hasil simulasi yang telah dilakukan, IMC-PID dengan arsitektur feedforward-feedback merupakan sistem kontrol yang mampu melakukan *tracking set point* serta mengurangi efek *disturbances*. Simulasi dengan menggunakan software Hysys 8.4 didapatkan nilai lamda yang terbaik adalah $\lambda=1$ dengan nilai $K_c=1.07$, $T_i=1.18$ dan $T_d=0.0278$. Dari hasil simulasi uji performansi berdasarkan perubahan *set point* didapatkan nilai *settling time* sebesar 900 second, IAE sebesar 360.46 F dan *maximum overshoot* sebesar 2.893%.. Sedangkan berdasarkan perubahan *disturbances* dengan hasil *settling time*=520 second, IAE sebesar 100.3773 dan *maximum overshoot* sebesar 3.7797%.

KESIMPULAN DAN SARAN



SARAN

- Perlu dilakukan pemodelan *heat exchanger* dengan *disturbances* berupa perubahan laju aliran pada *production fluid* input. Hal ini dikarenakan laju aliran *production fluid* Input berubah terhadap waktu seiring dengan berkurangnya pasokan *production fluid* dari *well station*.
- Perlu adanya metode pengendalian lain untuk mengendalikan *temperature* berdasarkan laju aliran *steam* sehingga didapatkan pembandingan metode kontrol mana yang lebih optimal.

Thank You



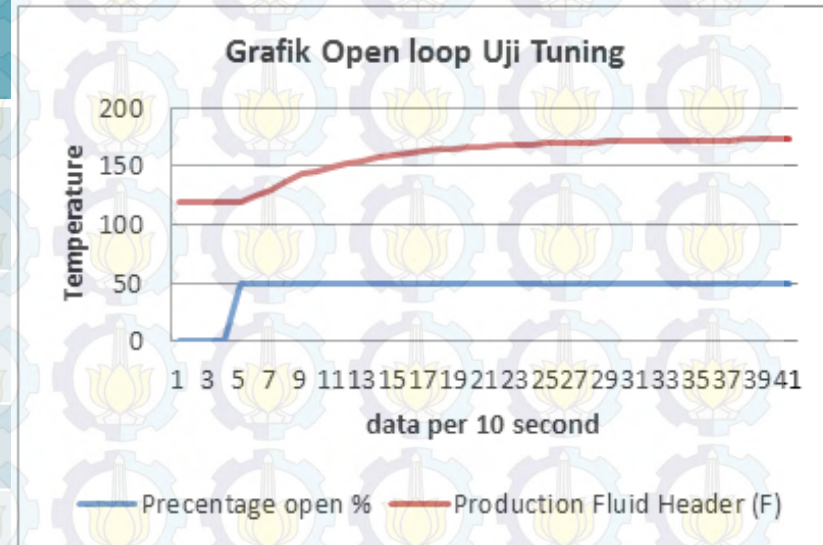
Hasil Dan Analisa

Perhitungan U actual dan Hasil FOPDT



Teknik Fisika ITS

perubahan steady state (Δ)	53.57562334
perubahan step masukan (δ)	50
Gain Steady state (K)	1.071512467
time konstant	1.154400304
time delay	0.057910207
$t_{63\%}$	1.212310511
$t_{28\%}$	0.442710308



Hasil Dan Analisa

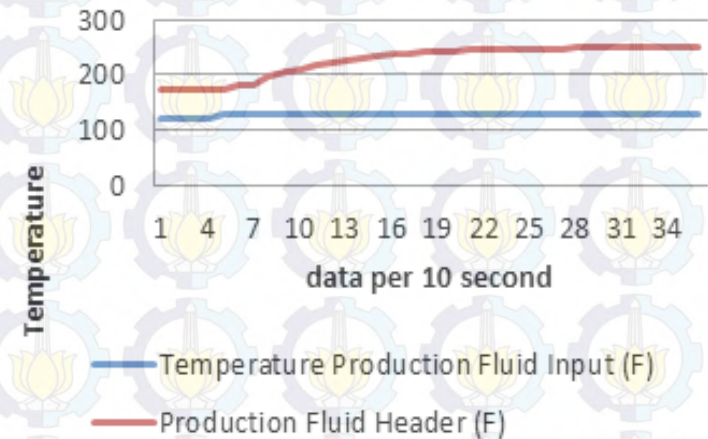
Perhitungan U actual dan Hasil FOPDT

perubahan steady state (Δ)	76.03615942
perubahan step masukan (δ)	10
Gain Steady state (K)	7.603615942
time konstant	0.094320081
time delay	0.87439538
$t_{63\%}$	0.968715461
$t_{28\%}$	0.905835407



Teknik Fisika ITS

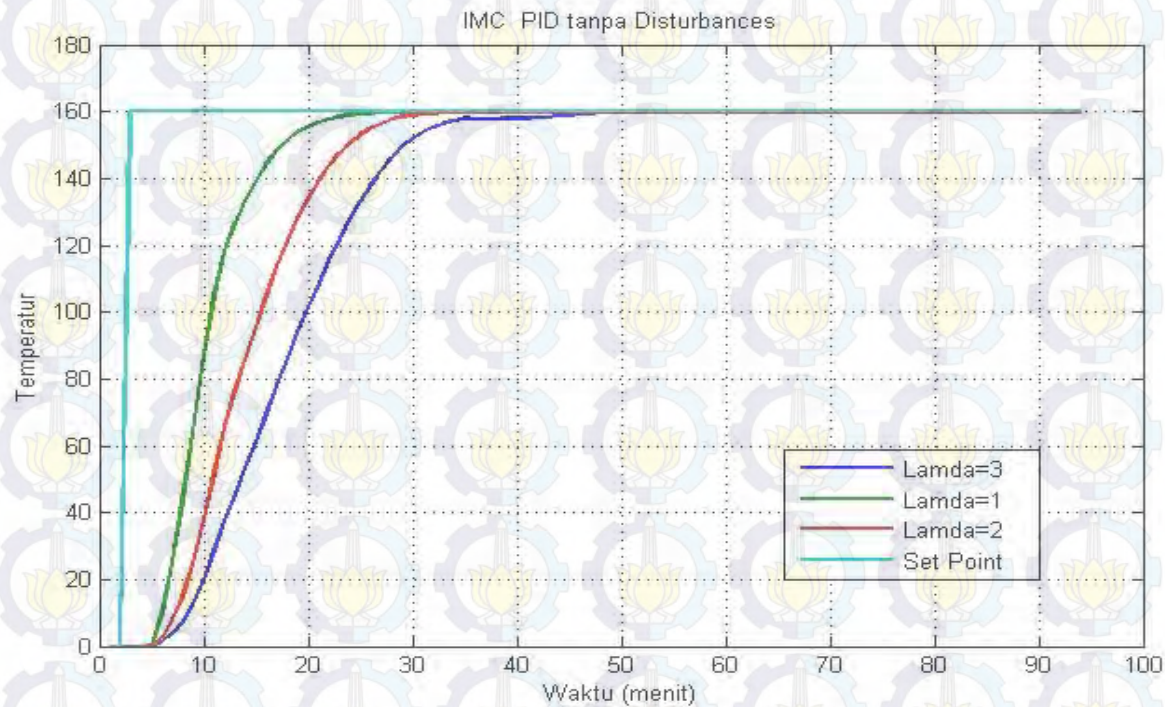
Grafik uji perubahan Disturbances



Hasil Dan Analisa

Uji Set Point Dan Disturbances

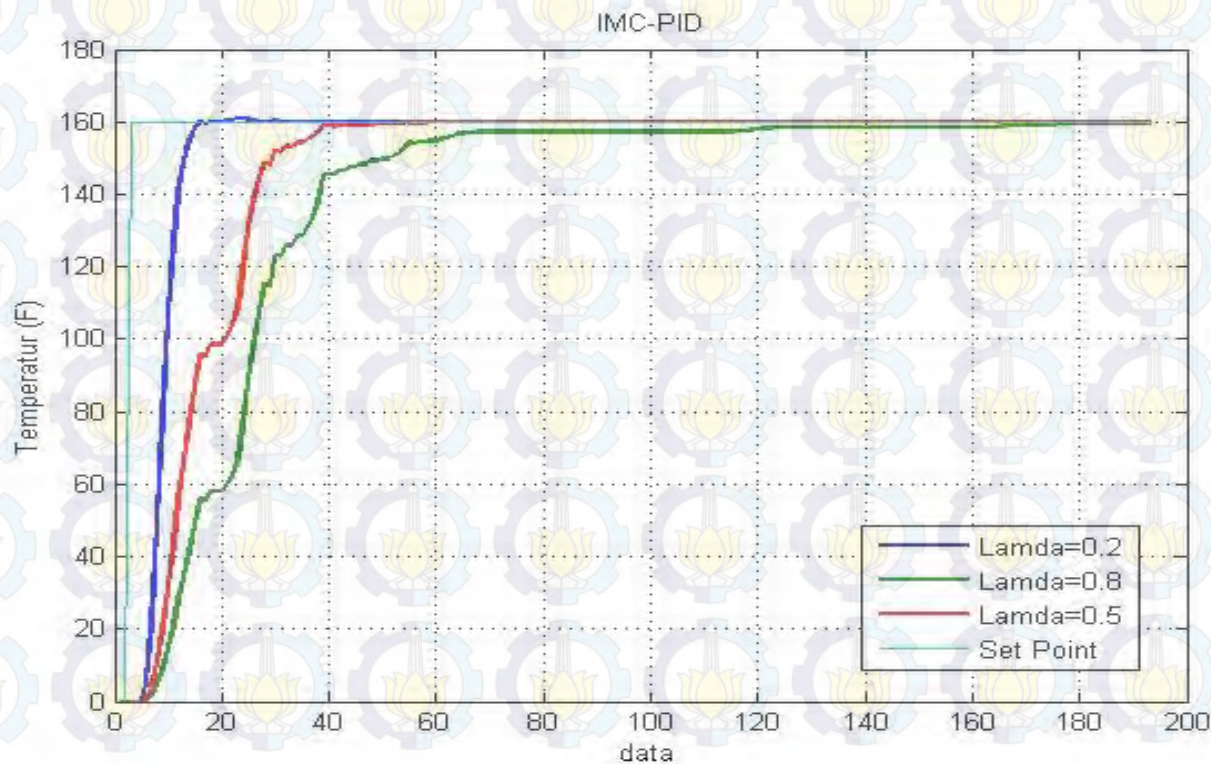
IMC-PID



Hasil Dan Analisa

Uji Set Point Dan Disturbances

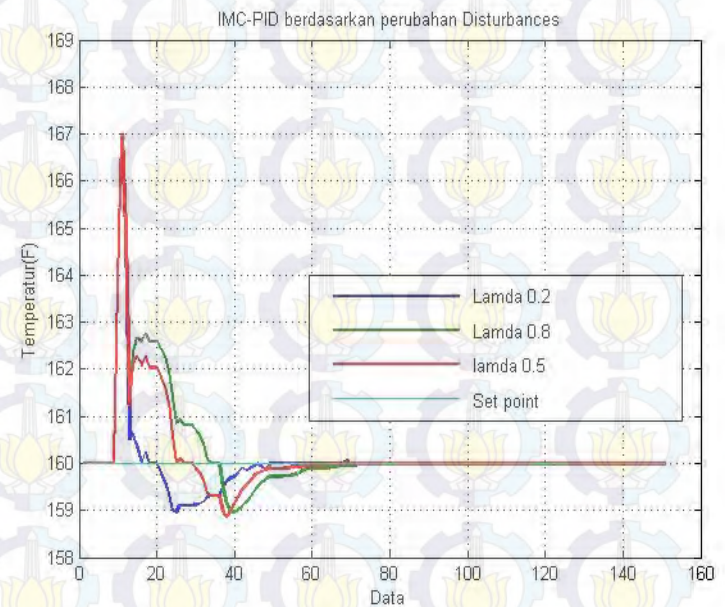
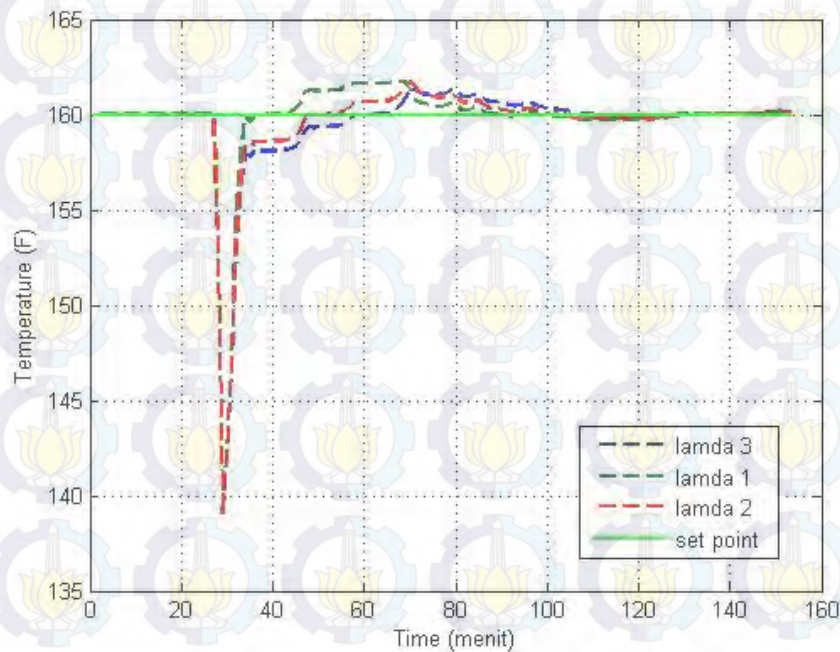
IMC-PID



Hasil Dan Analisa

Uji Set Point Dan Disturbances

IMC-PID



METODOLOGI PERANCANGAN SISTEM

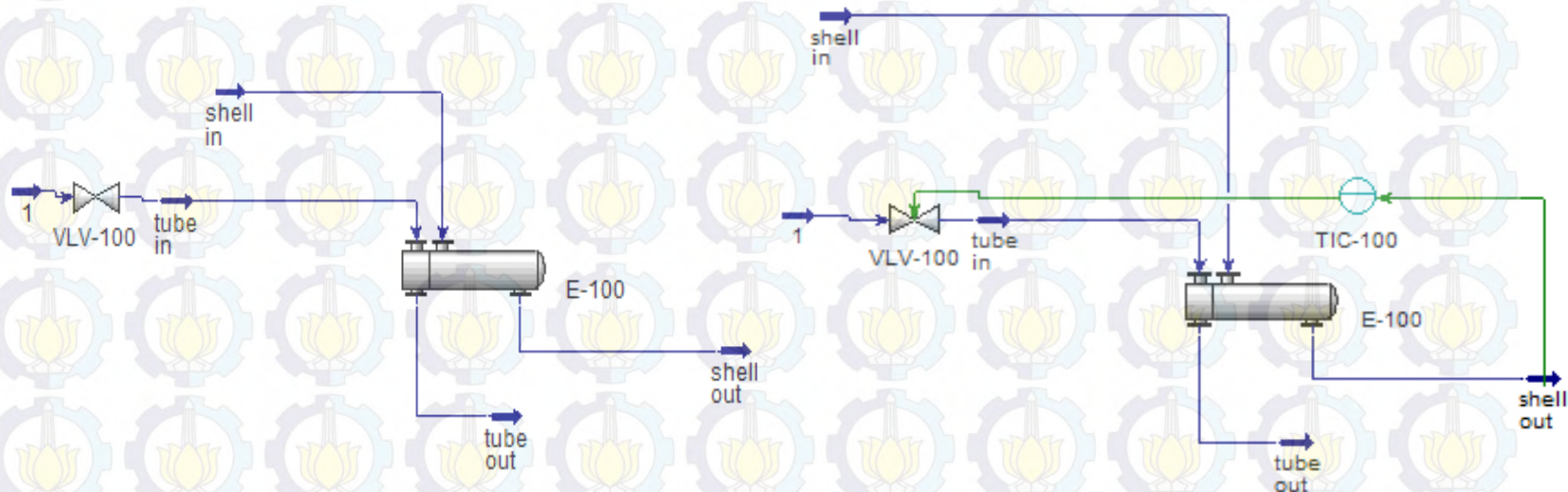


- Pengumpulan Data dan Desain Pemodelan *Shell and Tube Heat Exchanger*
- Desain sistem pengendali *Feedforward-Feedback* dengan menggunakan metode IMC dan IMC berbasis PID.
- Pemodelan *Heat Exchanger* menggunakan software Hysis 8.4
- Melakukan desain *controller* dengan menggunakan IMC berbasis PID
- Hasil dan analisa
- Pembuatan Laporan

METODOLOGI PERANCANGAN SISTEM



I. Desain sistem pengendalian temperature dengan menggunakan Heat Exchanger pada Hysys 8.4



METODOLOGI PERANCANGAN SISTEM



Teknik Fisika ITS

2. Uji open Loop berdasarkan Set Point dan disturbances

$$K = \frac{\Delta}{\delta} \quad (3.1)$$

$$t_{28\%} = \theta + \frac{\tau}{3} \quad (3.2)$$

$$t_{63\%} = \theta + \tau \quad (3.3)$$

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (3.4)$$

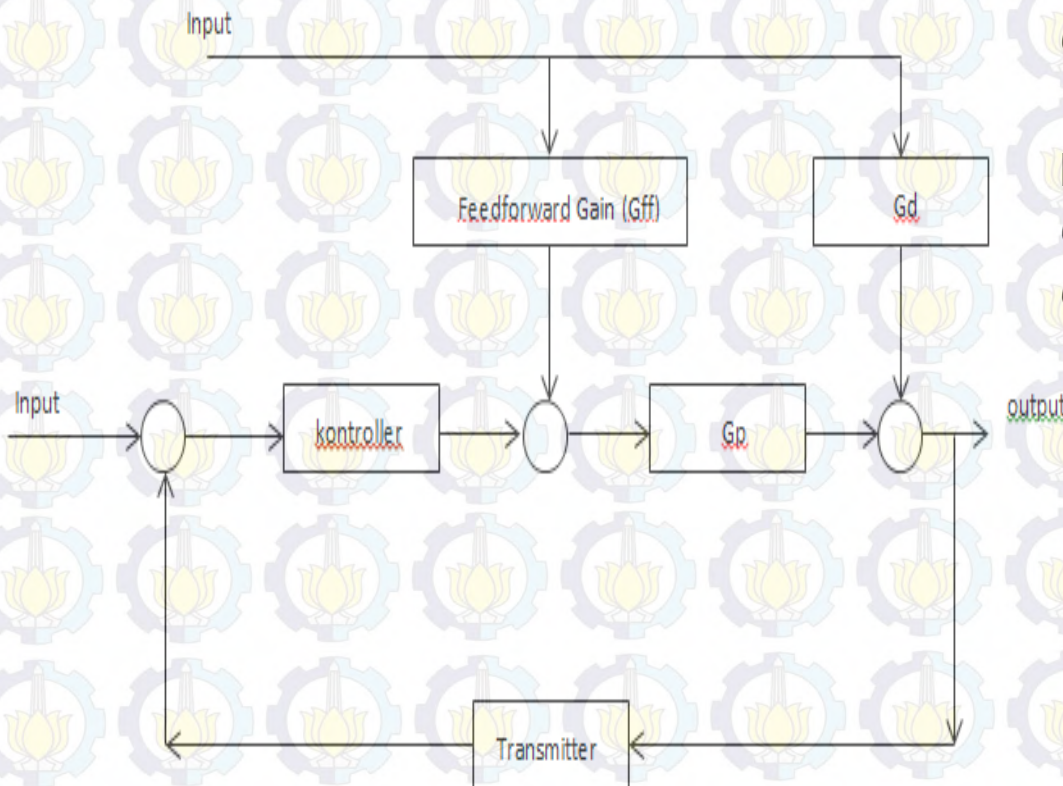
$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (3.5)$$

dimana :

- K : gain steady state
- Δ : perubahan steady state pada keluaran proses
- δ : perubahan step pada masukan
- $t_{28\%}$: nilai pv ketika mencapai 28% perubahan awal
- $t_{63\%}$: nilai pv ketika mencapai 63% perubahan awal

METODOLOGI PERANCANGAN SISTEM

Penentuan Gain Feedforward



$$G_{ff} = \frac{G_d}{G_p}$$

Dimana

G_{ff} : model Feedforward

G_p : model proses

METODOLOGI PERANCANGAN SISTEM



Teknik Fisika ITS

Uji Performansi Sistem

1. Menentukan Besar Settling Time

Settling time digunakan untuk menentukan seberapa cepat respon dari *system* untuk mencapai nilai *set poin*

2. Menentukan total nilai IAE (Integral Absolut Error)

Parameter IAE digunakan untuk menjumlahkan error oleh respon proses variabel terhadap *set point* yang ditentukan

3. Menentukan Nilai Maksimum Overshoot

Nilai *overshoot* digunakan untuk mengetahui respon kendali yang diberikan *controller* terhadap proses variabel

Hasil Dan Analisa



Perhitungan U actual dan Hasil FOPDT

U Actual	U clean from Design	U Fouling
W/m ² °C	W/m ² °C	W/m ² °C
167.3919	539	242.79405

$$G_p = \frac{1.071}{1.154s+1} e^{-0.057s}$$

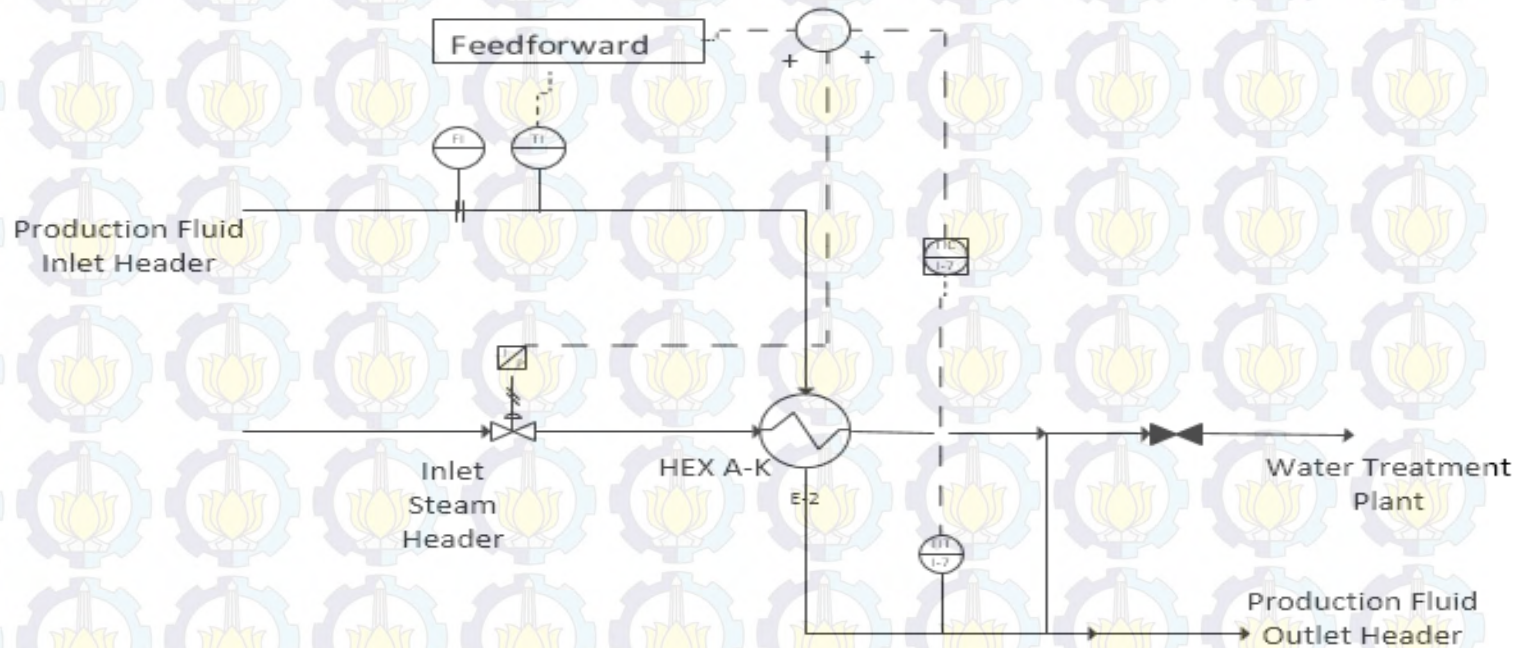
$$G_d = \frac{7.603}{0.094s+1} e^{-0.87s}$$

$$G_{ff} = \frac{8.774s+7.603}{0.1007s+1.071} e^{-0.817s}$$

Dasar Teori



Feedback-Feedforward Control

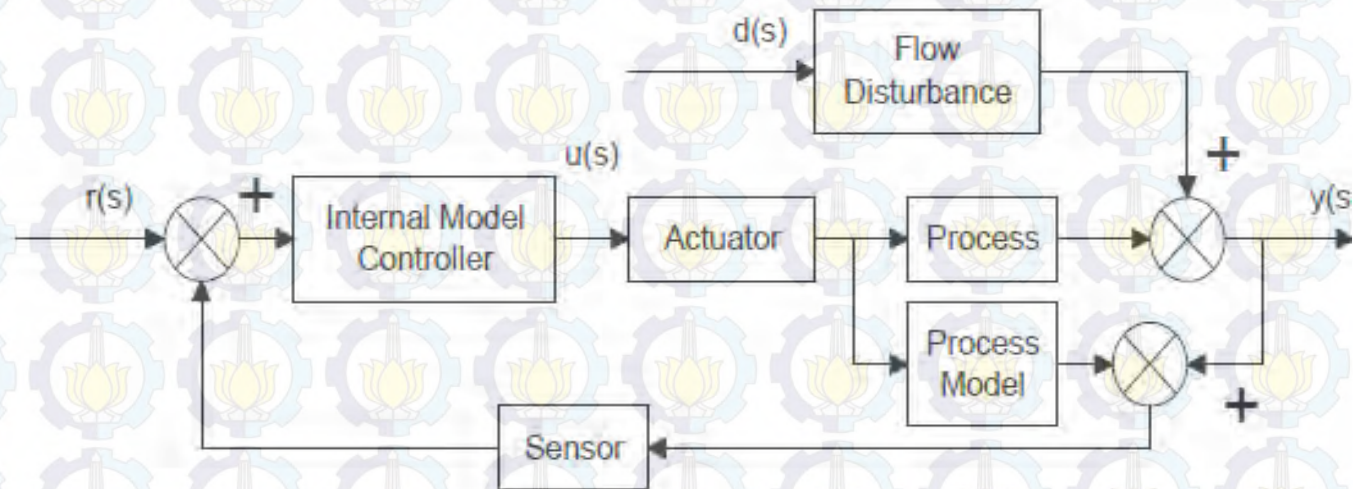


Struktur P&ID Feedback-Feedforward control

Dasar Teori



Internal Model Kontrol



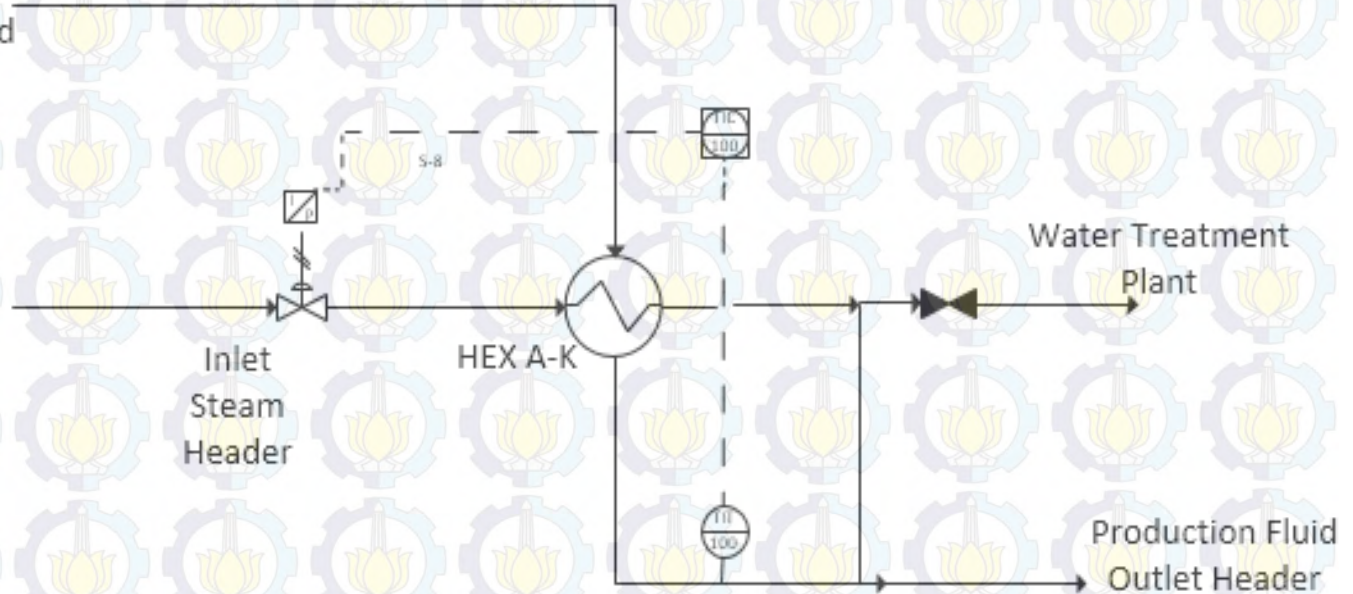
Internal Model Kontrol (IMC) adalah suatu sistem kontrol yang mampu mereduksi gangguan yang mempengaruhi proses sehingga sistem lebih robust. Dengan nilai Lamda filter yang tepat maka akan didapatkan set point tracking yang baik.

Dasar Teori



Internal Model Kontrol

Production Fluid
Inlet Header

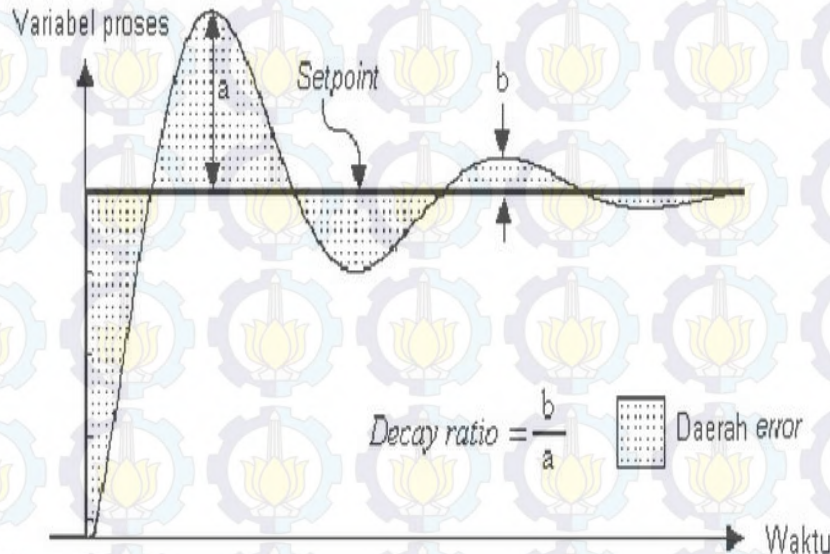


Struktur P&ID Internal Model Control

Dasar Teori



Analisa Performansi Pengendalian



$$IAE = \int_0^{\infty} e(t) dt$$

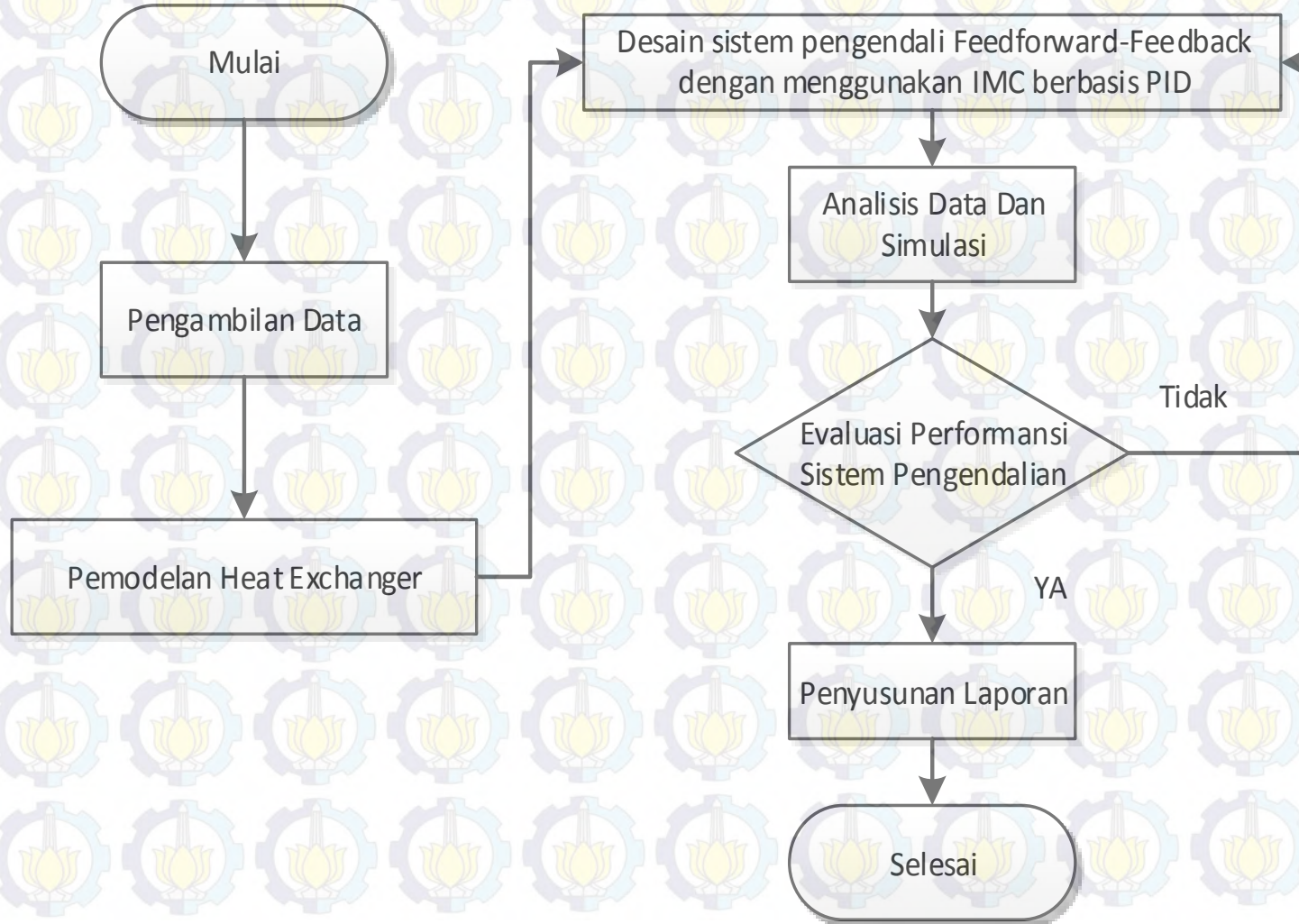
$$MO = \frac{c(t_p) - c(\infty)}{c(\infty)} \times 100\%$$

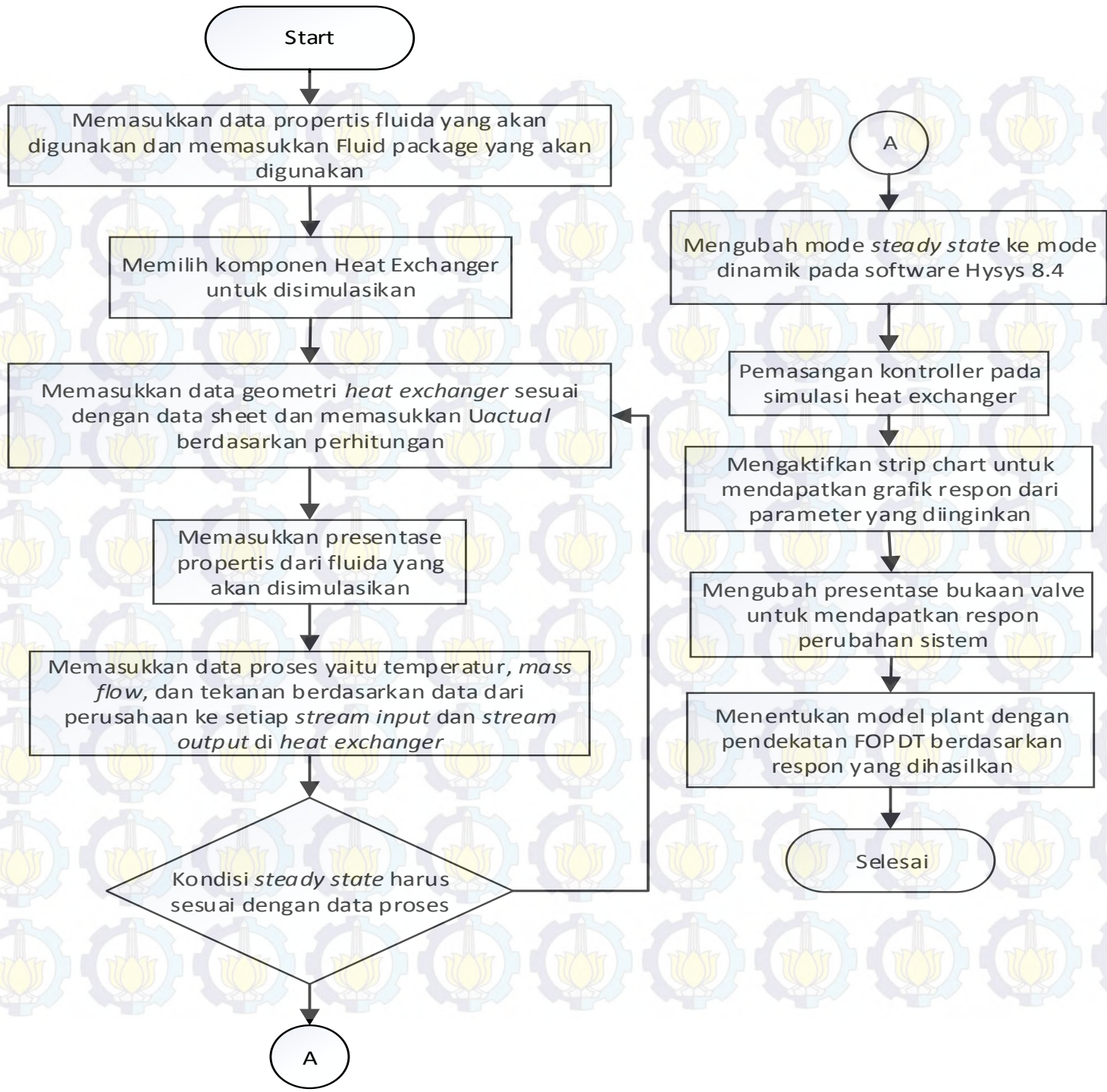
Settling time adalah waktu yang dibutuhkan system untuk mencapai keadaan *set point*

IAE (Integral absolute error) merupakan kalkulasi dari nilai error dengan menjumlahkan setiap nilai error yang terjadi

maximum overshoot adalah nilai puncak dari kurva respon yang diukur

METODOLOGI PERANCANGAN SISTEM





PENDAHULUAN

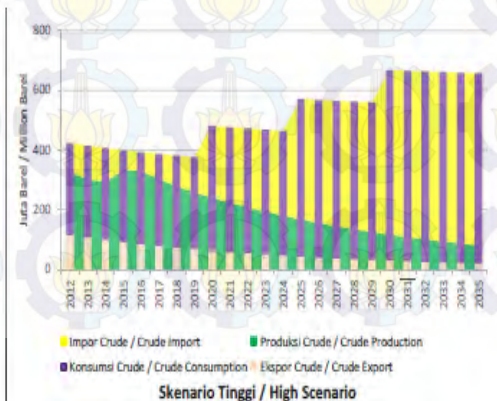
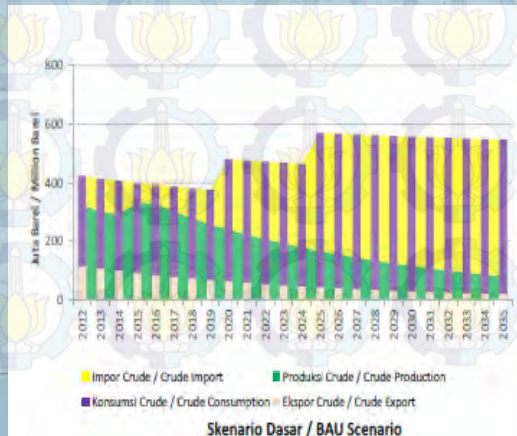


Latar Belakang

Selama kurun waktu 2012-2013 kebutuhan minyak mentah meningkat dengan pertumbuhan rata-rata 2,4% per tahunnya

Dibutuhkan suatu optimalisasi atau teknologi baru untuk meningkatkan kualitas pada proses pengolahan minyak mentah

Permasalahan yang dihadapi oleh PT Chevron Pacific adalah temperature input production fluid yang berubah-ubah membuat sistem tidak bekerja secara optimal dan pada akhirnya sistem dimanualkan.



PENDAHULUAN



Rumusan Masalah

bagaimana mendesain *system* pengendali dengan strategi kontrol *Feedforward – Feedback* pada jaringan *Heat Exchanger* untuk mengurangi gangguan pada proses pemanasan *Crude Oil* dan pengaruh *lamda filter* pada *Internal Mode Control* (IMC)

Tujuan

Mendesain sistem pengendali dengan strategi *control feedforward-feedback* pada jaringan *Heat Exchanger* dengan metode *Internal Model Control*.

PENDAHULUAN



Lingkup Kerja

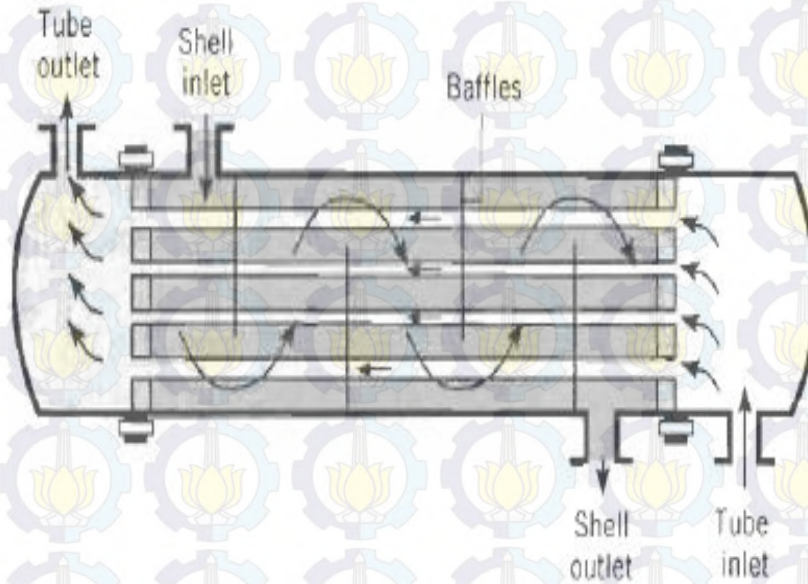
1. Melakukan pengambilan data *Heat Exchanger Station 5*
2. memodelkan sistem *Heat Exchanger*
3. Penerapan sistem pengendali pada tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*
4. Strategi kontrol yang digunakan adalah kontrol *feedback-feedforward*
5. Simulasi menggunakan software Hysis 8.4 dan Matlab R2013a
6. Analisis data dan pembahasan hasil dari simulasi yang dilakukan
7. Pembuatan laporan



Dasar Teori

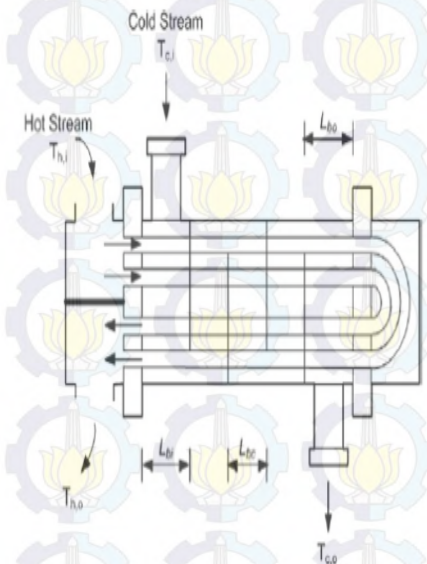
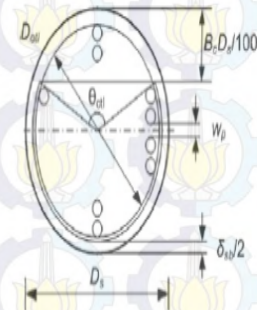


Heat Exchanger



shell and tube heat exchanger

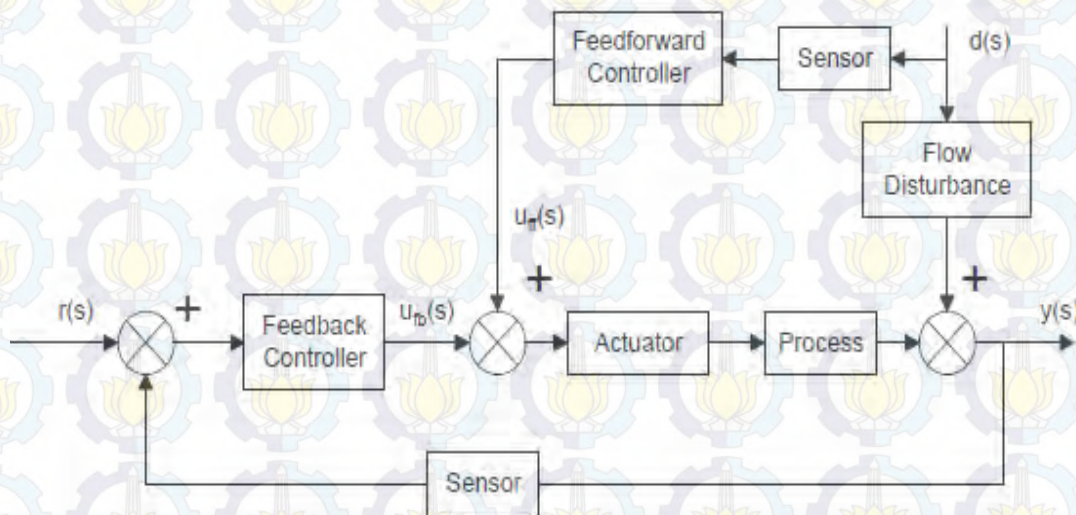
$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{LMTD}$$



Dasar Teori



Feedback-Feedforward Control



Feedforward kontrol bekerja dengan mendeteksi *disturbance* (gangguan) yang kemudian akan diolah oleh *Feedforward* controller. Gangguan tersebut akan dikompensasi oleh FF controller agar tidak terlalu mengganggu proses. Sedangkan Feedback controller akan membuat respon dari sistem sesuai dengan set point yang diinginkan.